



João Paulo Gonçalves Pinto **Influência das características da biomassa nas propriedades do gás produzido durante a gasificação em leito fluidizado**



João Paulo Gonçalves Pinto

Influência das características da biomassa nas propriedades do gás produzido durante a gasificação em leito fluidizado

Dissertação apresentada à Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia do Ambiente, realizada sob a orientação científica do Doutor Luís António da Cruz Tarelho, Professor Associado do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro e co-orientação do Doutor Manuel Arlindo Amador de Matos, Professor Associado do Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro

o júri

Presidente

Professora Doutora Maria Isabel Aparício Paulo Fernandes Capela
Professora Associada, Universidade de Aveiro

Vogais

Professor Doutor Luís António da Cruz Tarelho
Professor Associado, Universidade de Aveiro
(Orientador)

Professor Doutor Jorge Ribeiro Frade
Professor Catedrático, Universidade de Aveiro
(Arguente)

agradecimentos

Aqui gostaria de deixar uma palavra de agradecimento as várias pessoas que colaboraram comigo neste projeto.

Um agradecimento particular ao Professor Doutor Luís António da Cruz Tarelho, Professor Associado da Universidade de Aveiro, pela orientação, e acompanhamento ao longo da realização deste trabalho e um pedido de desculpa por todas as dores de cabeça que lhe causei.

Agradeço a minha família e também aos amigos, que a universidade juntou para a vida, mais particularmente o 'Grupo Maravilha' pelo apoio e companheirismo em todos os momentos.

E por último, um muito obrigado às pessoas que mais apoio me deram durante todo este percurso académico, os meus pais, Jorge e Aldina Pinto.

palavras-chave

Leito fluidizado, biomassa, gasificação, reator

resumo

A gasificação é um processo termoquímico que permite a transformação de um combustível sólido em um gás combustível com capacidade de substituição de combustíveis fósseis em algumas aplicações. Mesmo assim para se conseguir progredir nesse sentido é necessário ultrapassar as limitações apresentadas pelo processo, quer ao nível da sua estabilidade quer de qualidade do gás.

Este trabalho foi desenvolvido com o objetivo de analisar a influência das características da biomassa e da injeção de um caudal de ar secundário sobre as características do gás produzido.

Neste trabalho realizaram-se diversas experiências de gasificação direta com ar e com dois tipos de biomassa, nomeadamente estilha de pinheiro e pellets de madeira. A infraestrutura onde decorreram as experiências encontra-se no Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro, e consiste num reator de leito fluidizado a escala piloto com 3m de altura, com uma potência nominal entre 40 a 70 kWth, sendo que a câmara de gasificação tem 2,25m de altura e 0,25m de diâmetro interno. O leito utilizado nas experiências é constituído por areia com granulometria inferior a 1mm e tem uma altura, quando fixo, de 0,23m. A infraestrutura oferece condições para efetuar a gasificação de biomassa e determinar a composição do gás produzido em termos de CO, CO₂, H₂, N₂, CH₄ e C₂H₄, além disso permite ainda efetuar a queima desse gás num queimador localizado a jusante do reator.

Durante a operação do reator o leito fluidizado apresentou temperaturas médias entre 793 e 828°C, com razões de equivalência estabelecidas, entre 0,16 e 0,29, onde a composição do gás produzido, em termos volumétricos apresentou-se entre 4,8 e 10,3% H₂, 11,9 e 18,5% CO, 10,3 e 16,0% CO₂, 3,2 e 5,4% CH₄, 1,3 a 2,1% C₂H₄, verificando-se um Aumento do teor de CO nas experiências com injeção de ar secundário. A maior concentração de todos os gases foi observada na experiência com pellets com razão de equivalência de 0,20, assim como o valor máximo do poder calorífico inferior. O poder calorífico inferior do gás seco encontrou-se entre 4,1 e 6,6 MJ/Nm³, e os valores deste têm tendência a aumentar com a diminuição da razão de equivalência. A produção específica de gás variou entre 1,1 e 1,9 Nm³/kg combustível bs, a eficiência de conversão de carbono entre 39 e 75% e a eficiência do gás arrefecido entre 29 e 55%. No caso da alimentação com estilha de pinheiro, os três parâmetros anteriores têm tendência a aumentar para razões e equivalência superiores, já no caso da alimentação com pellets, não existirão alterações significativas para a produção específica de gás, mas nos restantes parâmetros verificou-se que os valores foram mais elevados para razões de equivalência mais baixas. Os valores mais elevados em termos de eficiência de gás arrefecido e eficiência de conversão de carbono foram obtidos na experiência realizada com pellets a uma razão de equivalência de 0,20, já o valor mais elevado para a produção específica de gás seco foi obtido na gasificação de estilha de pinheiro com razão de equivalência de 0.29.

Através da estabilidade dos perfis de temperatura e de composição do gás foi possível concluir que o reator é adequado ao processo de gasificação de diferentes tipos de biomassa e permite produzir gás qualidade suficiente para este suportar de forma contínua uma chama estável num queimador de gás.

Keywords

Fluidized bed, biomass, gasification, reactor

abstract

Gasification is a thermochemical process that allows the transformation of a solid fuel into a combustible gas with potential to replace fossil fuels in some applications. Nonetheless, to make progress in this regard, it is necessary to overcome the limitations presented by the process, in terms of process stability and produced gas quality.

The goal of the present work is to analyse the influence of the characteristics of the biomass and the injection of secondary in the characteristics of the gas produced.

In this work several experiences of direct gasification with air and with two types of biomass, namely pine chip and wood pellets, were carried out. The infrastructure where the experiments took place is in the Department of Environment and Planning of the University of Aveiro, and consists of a pilot scale fluidized bed reactor with a height of 3m, with a nominal power between 40 and 70 kWth. the gasification chamber is 2.25 m high and 0.25 m internal diameter. The bed used in the experiments consists of sand with a particle size of less than 1mm and has a fixed height of 0.23m. The infrastructure provides conditions for the gasification of biomass and to determine the composition of the gas produced in terms of CO, CO₂, H₂, N₂, CH₄ and C₂H₄, and allows to burn the gas in a burner located downstream of the reactor. During the operation of the reactor, the fluidized bed presented average temperatures between 793 and 828°C, with established equivalence ratios between 0.16 and 0.29, where the composition of the gas produced in volumetric terms was between 4.8 and 10.3% H₂, 11.9 and 18.5% CO, 10.3 and 16.0% CO₂, 3.2 and 5.4% CH₄, 1.3 to 2.1% C₂H₄, with an increase of the CO content in the experiments with secondary air injection. The highest concentration of all gases was observed in the experiment with pellets with equivalence ratio of 0.20, as well as the maximum value of the lower calorific value. The lower calorific value of the dry gas was between 4.1 and 6.6 MJ/Nm³, and its values tend to increase with the decrease of the equivalence ratio. The specific gas production varied between 1.1 and 1.9 Nm³/kg bs fuel, the carbon conversion efficiency between 39 and 75% and the cold gas efficiency between 29 and 55%. In the case of pine chip feed, the three previous parameters tend to increase for higher equivalence ratios, already in the case of pellet feed, there will be no significant changes for the specific gas production, but in the other parameters it was verified that the values were higher for lower equivalence ratios. The highest values in terms of cold gas efficiency and carbon conversion efficiency were obtained in the pellet experiment at an equivalence ratio of 0.20, while the highest value for specific dry gas production was obtained in the gasification of pine chip with an equivalence ratio of 0.29.

Through the stability of the temperature and gas composition profiles, it was possible to conclude that the reactor is suitable for gasification of different types of biomass and it was possible to produce gas with appropriate quality to maintain a stable flame in a gas burner.

ÍNDICE

Índice	i
Lista de Figuras.....	iii
Lista de Tabelas	v
Lista de abreviaturas	vi
Nomenclatura.....	vii
1 Introdução	1
1.1 Enquadramento	1
1.2 Objetivos	4
2 Processo de gasificação	5
2.1 Etapas da gasificação	7
2.2 Sistemas de gasificação.....	8
2.2.1 Reatores de leito fixo	9
2.2.2 Reatores de leito fluidizado.....	11
2.3 Fornecimento de energia.....	12
2.3.1 Gasificação direta.....	13
2.3.2 Gasificação indireta.....	14
2.4 Alcatrões	15
2.4.1 Métodos de eliminação de alcatrões.....	15
2.4.1.1 Processos Físicos	16
2.4.1.2 Processos térmicos.....	16
2.4.1.3 Processos catalíticos	16
2.5 Parâmetros operatórios do processo de gasificação em leito fluidizado	16
2.5.1 Características da biomassa.....	17
2.5.2 Agente de gasificação	18
2.5.3 Razão de equivalência.....	19
2.5.4 Temperatura	20
2.5.5 Pressão	21
2.5.6 Materiais do leito	21
2.5.7 Tempo de residência	22
3 Descrição da instalação experimental.....	23
3.1 Sistema reativo.....	25
3.1.1 Sistema de alimentação	26
3.1.2 Sistema de refrigeração	27
3.1.3 Sistema de alimentação de ar	27
3.2 Sistema de monitorização	28

3.3	Sistema de amostragem e análise de gases	29
3.4	Sistema de combustão dos gases de gasificação	30
4	Procedimento experimental	31
4.1	Materiais e métodos	32
4.2	Manutenção.....	35
4.3	metodologias de cálculo.....	36
4.3.1	Caudal de biomassa.....	36
4.3.2	Poder calorífico inferior (PCI)	36
4.3.3	caudal volumétrico de gás seco (G_v)	37
4.3.4	Produção específica de gás seco ($Y_{gás}$).....	37
4.3.5	Eficiência da conversão de Carbono (ECC).....	37
4.3.6	Eficiência do gás arrefecido (EGA)	38
5	Resultados e discussão.....	39
5.1	Perfis de temperatura	39
5.1.1	Perfil de temperatura ao longo do tempo	39
5.1.2	Perfil vertical de temperatura	41
5.2	características do gás produzido	43
5.2.1	Composição do gás seco	43
5.2.2	Poder calorífico inferior do gás (PCI)	45
5.3	Parâmetros de eficiência do processo de gasificação.....	47
5.3.1	Produção específica de gás seco ($Y_{gás}$).....	47
5.3.2	Eficiência da conversão de Carbono (ECC).....	48
5.3.3	Eficiência do gás arrefecido (EGA)	49
5.4	Aglomeração e desfluidização do leito	50
6	Conclusão	53
7	Bibliografia	55
8	Anexos	59

LISTA DE FIGURAS

Figura 1-1 - Principais processos de conversão da biomassa e os produtos finais e utilização dos mesmos [10].	2
Figura 2-1 – Esquema do processo de gasificação [20].	5
Figura 2-2 – Principais aplicações do gás de síntese (syngas) (adaptado de [23]).	6
Figura 2-3- Etapas do processo de gasificação.	7
Figura 2-4 – Reatores de leito fixo. (a) Escoamento gasoso ascendente, (b) Escoamento gasoso descendente, (c) Escoamento cruzado[24].	10
Figura 2-5 – Reatores de leito fluidizado [30].	11
Figura 2-6 – (a) Remoção de N ₂ do ar; (b) Remoção de N ₂ e CO ₂ do gás produzido (adaptado de [33]).	13
Figura 2-7 – Gasificação indireta (adaptado de [34]).	14
Figura 3-1 - Apresentação esquemática da instalação experimental de gasificação, com um reator LFB à escala piloto.	24
Figura 3-2 – Sistema reativo.	25
Figura 3-3 - a) sistema de alimentação de combustível; b) agitadores do sistema de alimentação.	26
Figura 3-4 - a) sistema de refrigeração principal; b) sistema de refrigeração secundário.	27
Figura 3-5 - Configuração do sistema de alimentação de ar.	28
Figura 3-6-Locais de amostragem do gás de gasificação.	29
Figura 3-7 – (a) Queimador de gás em operação, com foco nas 3 aberturas circulares para admissão de ar atmosférico e (b) sistema de controlo da pressão e do caudal de ar introduzido no injetor do queimador de gás.	30
Figura 4-1 – Biomassa utilizada nas experiências de gasificação.	32
Figura 4-2- Calibração pellets de pinheiro motor 0,18kW com parafuso sem fim de veio com maior diâmetro.	34
Figura 4-3- Calibração pellets de pinheiro motor 0,18kW com parafuso sem fim de veio com menor diâmetro.	34
Figura 4-4- Calibração estilha de pinheiro motor 0,18kW com parafuso sem fim de veio com menor diâmetro.	34
Figura 5-1 - Perfil de temperatura ao longo do tempo; a) PL1; b) (PL2); c) (ST3); d) (ST4). Localização dos pontos de monitorização da temperatura de acordo com a Figura 3-1.	40
Figura 5-2 -Perfil de temperatura ao longo do tempo de duas experiências de gasificação (PL1 até as 00:49 h e PL2 a partir das 00:49 h).	41
Figura 5-3 - Perfil vertical de temperatura das experiências de gasificação sem injeção de ar secundário.	42
Figura 5-4 - Perfil vertical de temperatura das experiências de gasificação com injeção de ar secundário.	42
Figura 5-5 – Perfil típico de composição do gás seco (CO, CO ₂ , CH ₄ , C ₂ H ₄) durante duas experiências de gasificação (a) experiência com pellets; b) experiência com estilha de pinheiro.	43
Figura 5-6- Composição do gás seco produzido nas várias experiências.	44

Figura 5-7 — Composição do gás produzido (CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , C_2H_4 e N_2) vs Razão de equivalência (RE) em nas várias experiências.....	44
Figura 5-8 – Poder calorífico inferior (PCI) do gás produzido nas diversas experiências realizadas.....	46
Figura 5-9 – Poder calorífico inferior (PCI) do gás produzido vs Razão de equivalência (RE), para as diversas experiências realizadas.	46
Figura 5-10 – Produção específica de gás seco ($Y_{\text{gás}}$) nas diversas experiências realizadas.	47
Figura 5-11 – Produção específica de gás seco ($Y_{\text{gás}}$) vs Razão de equivalência (RE) nas diversas experiências realizadas.	48
Figura 5-12 – Eficiência de conversão de carbono (ECC) nas diversas experiências realizadas.	48
Figura 5-13 – Eficiência de conversão de carbono (ECC) vs Razão de equivalência (RE) nas diversas experiências realizadas.	49
Figura 5-14 – Eficiência do gás arrefecido (EGA) nas diversas experiências realizadas.	49
Figura 5-15 - Eficiência do gás arrefecido (EGA) vs Razão de equivalência (RE) nas diversas experiências realizadas.	50
Figura 5-16 – Acumulação de carbonizados no leito.	50
Figura 5-17 -Perfil de temperatura durante a desfluidização do leito.....	51
Figura 8-1 – Perfil de composição do gás na experiência PL1.....	59
Figura 8-2 – Perfil de composição do gás na experiência PL2.....	59
Figura 8-3 – Perfil de composição do gás na experiência ST1.....	59
Figura 8-4 – Perfil de composição do gás na experiência ST3.....	60
Figura 8-5 – Perfil de composição do gás na experiência ST4.....	60
Figura 8-6 – Perfil de composição do gás na experiência ST5.....	60

LISTA DE TABELAS

Tabela 2-1 – Requisitos necessários para o uso do gás produzido através da gasificação de biomassa[24].	7
Tabela 2-2 – Comparação das características entre os gasificadores de corrente ascendente e descendente. .	10
Tabela 2-3 - Comparação entre LFB e LFC [12], [20]–[22].	12
Tabela 2-4 – Propriedades de alguns tipos de biomassa [29].	18
Tabela 2-5 - Composição típica do gás produzido com diferentes agentes de gasificação [29].	19
Tabela 2-6 – Composição do gás produzido com diferentes tipos de materiais do leito [19].	22
Tabela 4-1 – Características da biomassa utilizada nas experiências de gasificação.....	33
Tabela 4-2- Valores de poder calorífico inferior (PCI) dos diferentes constituintes do gás produzido (adaptado de [47]).	36
Tabela 5-1 – Nomenclatura e condições de operação das diferentes experiências realizadas.	39

LISTA DE ABREVIATURAS

% m/m	- Percentagem mássica
% v/v	- Percentagem volumétrica
btq	- Base tal e qual
bs	- Base seca
ECC	- Eficiência de conversão de carbono
EGA	- Eficiência do gás arrefecido
LFB	- Leito fluidizado borbulhante
LFC	- Leito fluidizado circulante
PCI	- Poder calorífico inferior
PCS	- Poder calorífico superior
RE	- Razão de equivalência
V/B	- Razão vapor/biomassa

NOMENCLATURA

G_{ar}	- Caudal molar de ar introduzido no reator	$[\text{kmol}_{\text{ar}} \cdot \text{s}^{-1}]$
$G_{\text{gás seco}}$	- Caudal molar de gás produzido	$[\text{kmol}_{\text{gás seco}} \cdot \text{s}^{-1}]$
\dot{G}_v	- Caudal volumétrico de gás produzido	$[\text{Nm}^3_{\text{gás seco}} \cdot \text{s}^{-1}]$
$\dot{m}_{\text{biomassa bs}}$	- Caudal mássico de biomassa introduzido no reator	$[\text{kg}_{\text{biomassa bs}} \cdot \text{s}^{-1}]$
$\dot{m}_{\text{N-ar}}$	- Caudal mássico de N introduzido no reator pelo ar	$[\text{kg}_{\text{Nar}} \cdot \text{s}^{-1}]$
$\dot{m}_{\text{N-biomassa}}$	- Caudal mássico de N introduzido no reator pela biomassa	$[\text{kg}_{\text{Nbiomassa bs}} \cdot \text{s}^{-1}]$
$\dot{m}_{\text{N-gás}}$	- Caudal mássico de N no gás produzido	$[\text{kg}_{\text{Ngás seco}} \cdot \text{s}^{-1}]$
M_j	- Massa molar do elemento químico j	$[\text{kg}_j \cdot \text{kmol}_j^{-1}]$
$\text{PCI}_{\text{biomassa bs}}$	- Poder calorífico inferior da biomassa	$[\text{MJ} \cdot \text{kg}_{\text{biomassa bs}}^{-1}]$
PCI_j	- Poder calorífico inferior do componente j	$[\text{MJ} \cdot \text{kg}_j^{-1}]$
PCI_m	- Poder calorífico inferior do gás em termos mássicos	$[\text{MJ} \cdot \text{kg}_{\text{gás seco}}^{-1}]$
PCI_v	- Poder calorífico inferior do gás em termos volumétricos	$[\text{MJ} \cdot \text{Nm}^3_{\text{gás seco}}^{-1}]$
$q\dot{m}_j$	- Elemento químico j presente no gás	$[\text{kg}_j \cdot \text{kmol}_{\text{gás seco}}^{-1}]$
$q\dot{m}_{j-k}$	- Elemento químico j, na forma do composto k, presente no gás	$[\text{kg}_j \cdot \text{kmol}_{\text{gás seco}}^{-1}]$
v_{j-k}	- Elemento químico j por composto k	$[\text{kmol}_j \cdot \text{kmol}_k^{-1}]$
W_s	- Razão mássica estequiométrica do oxidante em relação à biomassa	$[\text{kgO}_2\text{estequiométrico} \cdot \text{kg}_{\text{biomassa bs}}^{-1}]$
W_{jR}	- Fração mássica do elemento químico j na biomassa	$[\text{kg}_j \cdot \text{kg}_{\text{biomassa bs}}^{-1}]$
W_{sA}	- Razão mássica estequiométrica de ar em relação à biomassa	$[\text{kg}_{\text{ar}}\text{estequiométrico} \cdot \text{kg}_{\text{biomassa bs}}^{-1}]$
W_{vA}	- Razão mássica de vapor de água no ar	$[\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \text{kg}_{\text{ar}}\text{seco}^{-1}]$
$Y_{\text{gás}}$	- Produção específica de gás seco	$[\text{Nm}^3_{\text{gás seco}} \cdot \text{kg}_{\text{biomassa bs}}^{-1}]$
$Y_{j-\text{ar}}$	- Fração molar do componente j no ar	$[\text{kmol}_j \cdot \text{kmol}_{\text{ar}}^{-1}]$
$Y_{j-\text{gás}}$	- Fração molar do componente j no gás	$[\text{kmol}_j \cdot \text{kmol}_{\text{gás seco}}^{-1}]$
$Y_{s,j}$	- Razão molar estequiométrica de oxidante em relação ao elemento químico j	$[\text{kmolO}_2 \cdot \text{kmol}_j^{-1}]$

1 INTRODUÇÃO

1.1 ENQUADRAMENTO

Desde a revolução industrial as necessidades energéticas aumentaram muito e têm sido uma das principais preocupações mundiais. Essas necessidades propiciaram um aumento das emissões de gases de efeito estufa provenientes principalmente da queima de combustíveis fósseis, os quais se acumularam continuamente na atmosfera e são os principais poluentes atmosféricos e um importante fator para alterações climáticas [1]. Estes problemas relacionados com elevado consumo dos recursos energéticos convencionais como o petróleo, o carvão e o gás natural levaram a procura de iniciativas energéticas em todo o mundo direcionadas para o uso eficiente desses recursos e para o uso de fontes de energia alternativas [2]. A energia eólica e solar são dois exemplos que atualmente têm a maior taxa de crescimento na Europa, mas apresentam a desvantagem de serem fontes energéticas intermitentes, e quando comparada com essas fontes intermitentes a biomassa consegue oferecer energia quando necessário [3].

Desde a descoberta do fogo a biomassa tem sido uma das principais e a mais antiga fonte de energia utilizada, sendo ainda utilizada nos dias de hoje e contribuindo com cerca de 10% para a produção de energia mundial [2]. Apesar disso a biomassa apresenta ainda um enorme potencial para ser explorado, pois tendo em conta a disponibilidade do recurso e a capacidade de cultivo de biomassa, em terrenos não utilizados para o cultivo de produtos alimentares e considerando também o aproveitamento de detritos resultantes de outras atividades, será possível satisfazer pelo menos 50% das necessidades energéticas totais da Europa [4].

Quando comparadas as fontes de energia renovável, a biomassa representa uma das mais interessantes alternativas para substituição dos combustíveis fósseis, representando a quarta maior fonte de energia a nível mundial, depois do carvão, petróleo e gás natural, e apresentando vantagens interessantes, como o facto de ser a única fonte de energia renovável que pode ser transformada em diferentes formas de combustível, como combustíveis líquidos, sólidos e gasosos, através de vários tipos de conversão, como termoquímica, bioquímica e biológica [5]. Outro dos fatores que sobressai da utilização da biomassa para produção de energia são as emissões neutras ou até negativas de dióxido de carbono, de acordo com as tecnologias de captura utilizadas para este [5]. O motivo das emissões de dióxido de carbono serem consideradas neutras deve-se ao facto de que durante a vida da planta esta captura e armazena o dióxido de carbono da atmosfera através do processo de fotossíntese, contrabalançando assim as emissões deste quando é libertado durante os processos de conversão térmica da biomassa [6].

A biomassa pode ser utilizada para uma grande diversidade e necessidades energéticas como a produção de energia elétrica, o fornecimento da energia na forma de calor resultante do processo para instalações industriais e para o aquecimento de casas e para produção de combustíveis [7]. Por outro lado, apesar da elevada disponibilidade e baixo custo da biomassa, o uso da energia a partir desta não tem sido muito utilizado à escala comercial devido aos muitos desafios relacionados com a sua colheita, recolha, transporte, elevado teor de humidade na fonte e a irregularidade no tamanho, o que dificulta a sua alimentação aos sistemas de conversão [8].

Uma das principais críticas ao uso da biomassa como combustível, especialmente no que diz respeito à produção de combustíveis em grande escala, está relacionado com o elevado consumo de áreas agrícolas e habitats nativos, com isso elevando o preço dos alimentos e resultando apenas numa pequena diminuição das emissões dos gases de efeito de estufa [9].

Além do já referido, uma das principais e mais interessantes características da biomassa é a sua flexibilidade em relação às tecnologias de conversão e também a diversidade de possíveis produtos finais obtidos [10]. Essas tecnologias de conversão podem ser divididas em dois tipos, os processos de conversão termoquímica e os processos de conversão bioquímica, que posteriormente através de diferentes processos vão originar diferentes produtos finais como é possível verificar na Figura 1-1 [11].

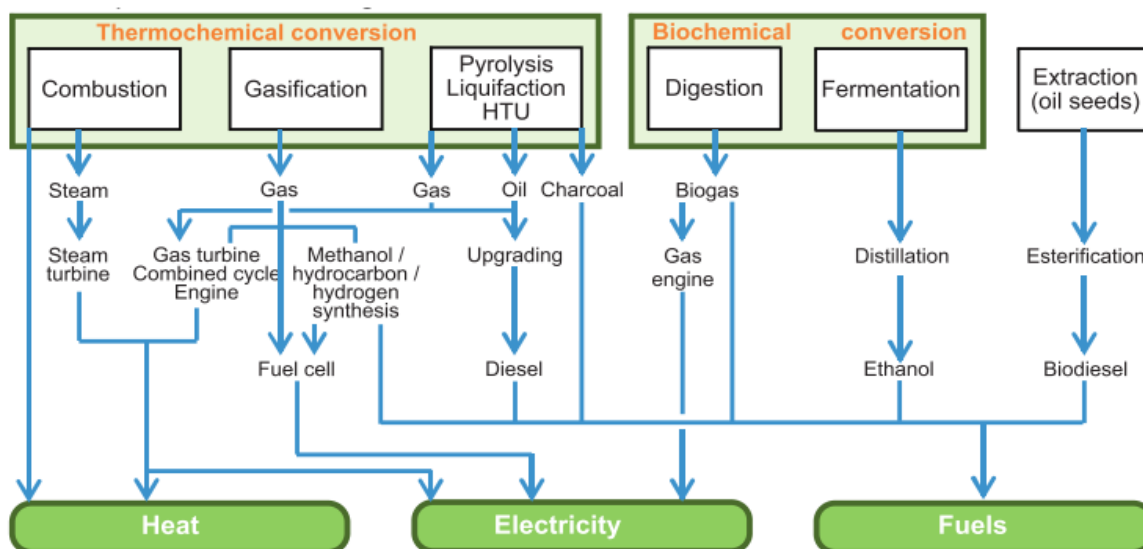


Figura 1-1 - Principais processos de conversão da biomassa e os produtos finais e utilização dos mesmos [10].

Apesar de todas essas possibilidades de conversão, os processos de conversão bioquímicos ainda apresentam alguns desafios relacionados com a baixa eficiência e economia [12]. No caso dos processos de conversão termoquímicos, é de realçar o maior contributo para produção energética nos dias de hoje, a combustão, a qual tem sido usada com sucesso nas indústrias de madeira, papel, pasta

de papel e na indústria açucareira à base de cana-de-açúcar, que são alguns dos sectores que oferecem um grande potencial para a biomassa [13]. Mesmo sendo um dos principais processos a fornecimento energia no presente, a combustão não é considerada o processo mais eficiente, esta é principalmente utilizada para a produção de calor, energia mecânica e eletricidade, mas a eficiência do processo de conversão encontram-se apenas entre 20% a 40% [7]. No caso da pirólise, a biomassa é transformada em bio óleo, na ausência de oxigénio, mas devido á dificuldade de processamento e utilizações limitadas deste as aplicações desta tecnologia têm sido restringidas [12]. No caso da gasificação, dá-se a conversão da biomassa a um produto gasoso e é considerado o processo mais viável e eficiente para conversão da energia contida na biomassa e também uma das melhores alternativas para a reutilização de resíduos sólidos [12].

A grande história da gasificação começou durante os séculos 19 e 20, onde o processo foi aplicado a produção de gás urbano, sendo depois revivida durante a segunda guerra mundial devido à elevada escassez de combustíveis líquidos [13]. Mais recentemente têm existido esforços de pesquisa, desenvolvimento e demonstração que foram proporcionados pela crise do petróleo, levando a que esse acontecimento tenha sido um dos mais importantes para a renovação do interesse na gasificação de biomassa [13].

De entre os processos de conversão termoquímicos, o processo de gasificação é considerado muito promissor e oferece a possibilidade de transformação de uma elevada diversidade de tipos de biomassa em combustíveis para várias aplicações distintas [13]. Esta tecnologia é considerada a “tecnologia chave” para a produção de energia a partir da biomassa, tendo em conta a otimização de muitos parâmetros, como o tipo de gasificador, o agente de gasificação, a temperatura, a pressão e ainda a razão ar-combustível, é possível produzir um gás rico em hidrogénio e combustível, ideal para o uso em turbinas e motores de combustão interna [8]. Através destes equipamentos é possível obter uma maior eficiência energética e menores custos de produção de eletricidade quando comparado com a combustão de biomassa e com os típicos sistemas de vapor (rankine) utilizados [14]. Além disso o gás produzido pode ainda ser utilizado como combustível em sistemas de aquecimento, como matéria-prima para a síntese de combustíveis e ainda como substituto para o gás natural [15].

Mesmo tendo em conta todos os aspetos positivos do processo de gasificação de biomassa, esta tecnologia ainda se encontra numa fase de desenvolvimento e apresenta alguns desafios. Um desses desafios, e provavelmente o mais importante, são as impurezas, em especial os alcatrões, que devido às suas propriedades torna-se prejudicial para as instalações [16].

Quanto à viabilidade da tecnologia de gasificação, existem ainda diversas opiniões sobre o assunto e sobre a potencialidade de implementação da mesma. Segundo Ruiz et al. [17] a gasificação

ainda não esta consolidada quando comparada com outras tecnologias, não conseguindo por isso ser competitiva. Acrescentando ainda que como o processo é uma tecnologia complexa e inflexível e que está sujeita a diversos riscos, não sendo por isso a melhor alternativa para a produção de eletricidade. No mesmo sentido Kirkels & Verbong [13] afirmam que apesar de a gasificação ser uma tecnologia muito eficiente, esta ainda é também pouco evoluída e apresenta muitas limitações na inserção de mercado, acrescentando também que tendo em conta o estado e suporte da tecnologia assim como o estado de outras tecnologias, é duvidoso que a gasificação de biomassa consiga atingir as altas expectativas, considerando que essa tecnologia será muito mais provável em anos futuros.

Segundo McKendry [18] e Siedlecki et al. [6] a gasificação é considerada como sendo o único processo de conversão comerciável e viável no futuro. De acordo com Pfeifer et al. [19] as tecnologias de gasificação são consideradas como as mais importantes no processo de expansão do uso da biomassa como a maior fonte de energia renovável, referindo que apesar de estas tecnologias ainda se encontrarem em desenvolvimento, a médio prazo vai ser necessário aplicar tecnologias avançadas para produção de eletricidade a partir da biomassa, enquanto que, a longo prazo a substituição dos combustíveis fósseis vai ser o objetivo mais importante.

1.2 OBJETIVOS

O trabalho desenvolvido surgiu na sequência de outros trabalhos já realizados na mesma instalação com o intuito de obter mais conhecimentos sobre processo de gasificação de biomassa em leito fluidizado e otimização das condições de operação do reator a escala piloto no Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro.

Nesse sentido os principais objetivos do trabalho passaram pela análise dos gases produzidos com o objetivo de verificar a influência que as características da biomassa teriam sobre os mesmos.

Na perspetiva de melhorar a qualidade do gás produzido pelo processo de gasificação foi também estudado o efeito da injeção de ar secundário.

2 PROCESSO DE GASIFICAÇÃO

Os processos de conversão termoquímica de biomassa par energia abrangem uma grande variedade de fontes de biomassa e de processos de conversão da mesma. Estes processos podem ser divididos em dois tipos principais, os processos termoquímicos e os processos bioquímicos. No primeiro caso, os processos são mais adequados para materiais com um baixo teor de humidade, enquanto no segundo caso, os processos bioquímicos, são mais adequados para materiais orgânicos com elevados teores de humidade [11]. Incluído nos processos termoquímicos, o processo de gasificação pode ser definido principalmente pela conversão de um material sólido, a base de carbono (biomassa), a um produto gasoso combustível na presença de um de um agente de gasificação (ar, vapor, oxigénio, dióxido de carbono ou uma mistura destes), a temperaturas elevadas (entre 500 e 1400 °C) e com uma distribuição de pressões que varia entre a pressão atmosférica e 33bar [17].

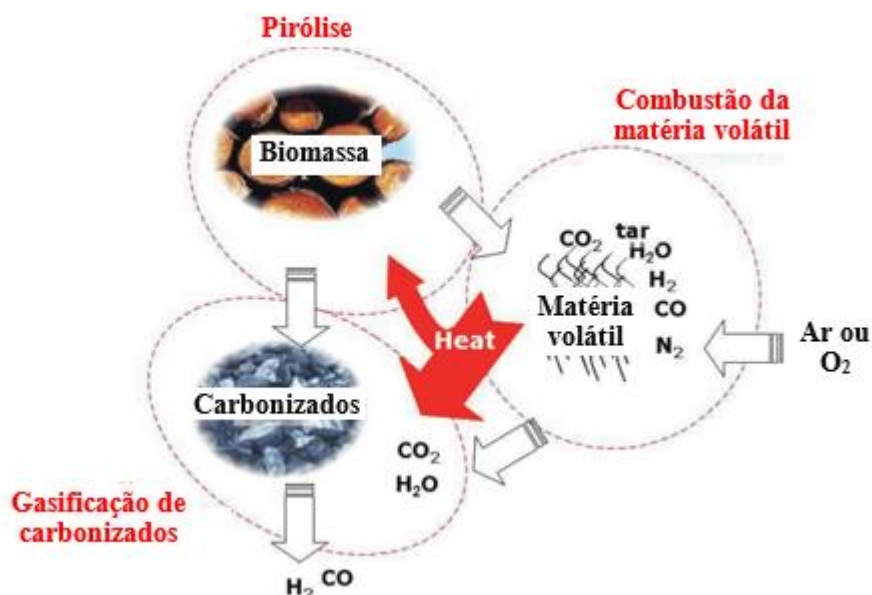


Figura 2-1 – Esquema do processo de gasificação [20].

Os produtos do processo de gasificação podem ser divididos em duas fases: uma fase sólida, constituída principalmente pelos componentes inertes presentes na alimentação e por uma pequena fração de carbonizados, e por uma fase gasosa/vapor, que pode também ser denominada por *syngas*. Esta fase pode considerar-se divisível em duas outras fases, uma fase gasosa e uma fase condensável [21]. A fase gasosa consiste numa mistura de gases com a particularidade de não serem condensáveis a temperatura ambiente e na sua constituição encontra-se principalmente CO , H_2 , CO_2 , hidrocarbonetos leves, CH_4 e N_2 e também alguns compostos com menores concentrações como NH_3 e ácidos inorgânicos (H_2S e HCl). A fase condensável, também designada como alcatrões, é constituída por uma mistura complexa de hidrocarbonetos condensáveis, cuja constituição depende

do tipo de alimentação utilizada. Os alcatrões representam também um dos principais problemas no gás produzido dado que condensam a temperatura ambiente e podem tornar-se prejudiciais para o processo [21].

De acordo com o agente de oxidação utilizado o gás produzido pode apresentar um poder calorífico diferente tendo em conta o gás inerte (N_2) presente no mesmo. No caso do poder calorífico do gás ser baixo, este é considerado um gás pobre e utilizado principalmente para combustão ou como combustível para motores ou turbinas a gás [18]. No caso do poder calorífico do gás ser mais elevado, principalmente devido a baixa concentração de inertes, o gás pode ser utilizado da mesma forma que o gás com poder calorífico mais baixo, podendo ainda ser aplicado a processos mais complexos, como a síntese de combustíveis e químicos através do processo de Fischer-Tropsch, produção de gás rico em hidrogénio através da reforma de hidrocarbonetos com um catalisador de níquel, síntese de metanol, entre outros [22] conforme indicado na Figura 2-2.

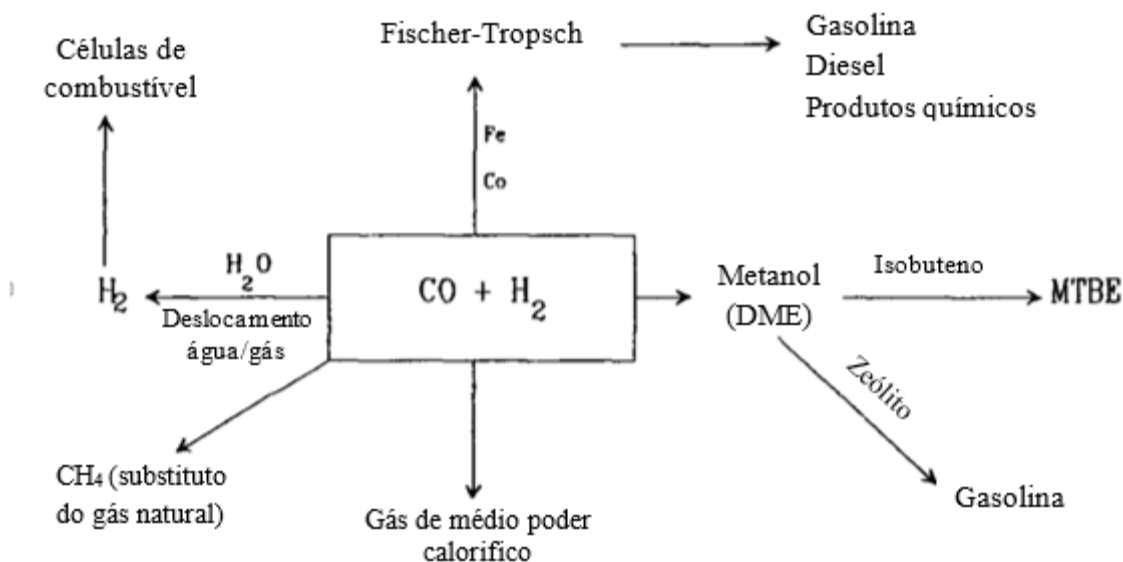


Figura 2-2 – Principais aplicações do gás de síntese (syngas) (adaptado de [23]).

Para que o gás produzido seja viável para essas aplicações é necessário que exista uma limpeza do mesmo para retirar as impurezas e os constituintes que poderão ser problemáticos para os equipamentos utilizados, como os alcatrões, as partículas e alguns ácidos [24]. Estes produtos são os mais problemáticos do processo e estão diretamente ligados a alguns problemas que podem diminuir a eficiência do mesmo, como o entupimento de válvulas, deposição nas lâminas de turbinas [22] e ainda a erosão e corrosão dos materiais utilizados [24]. Na Tabela 2-1 é possível verificar alguns dos requisitos necessários da constituição do gás produzido para que este seja utilizado em algumas aplicações de produção energia.

Tabela 2-1 – Requisitos necessários para o uso do gás produzido através da gasificação de biomassa[24].

Impurezas	Unidades	Motores alternativos de combustão interna	Turbinas a gás	Célula a combustível
Partículas	mg/Nm ³	< 50	< 30	-
	μm	< 3	< 5	-
Alcatrão	mg/Nm ³	< 100	-	< 1
Álcalis	mg/Nm ³	-	< 0,25	-
NH₃	mg/Nm ³	< 55	-	< 0,1
H₂S	mg/Nm ³	< 1150	-	< 0,1
HCl	ppm	-	-	< 1
SiO₂	mg/Nm ³	-	-	< 1

Numa perspetiva geral o gás produzido necessita de apresentar características mais puras no que diz respeito á aplicação na produção de combustíveis e produtos químicos, sendo por isso necessário verificar também as concentrações dos componentes principais e o poder calorífico do gás produzido [24].

2.1 ETAPAS DA GASIFICAÇÃO

Como já referido anteriormente o processo de gasificação ocorre a elevadas temperaturas e divide-se em diversas fases, as quais se sobrepõe e não é possível definir um limite claro de separação entre elas [17]. Para uma melhor compreensão do processo de gasificação, este pode ser dividido em quatro fases como representado na Figura 2-3.



Figura 2-3- Etapas do processo de gasificação.

Na fase de secagem ocorre a evaporação da humidade contida na biomassa através da evaporação da mesma, onde a energia, na forma de calor, é fornecida através da libertação de energia por reações exotérmicas como a combustão [21].

Após a evaporação da humidade presente na biomassa; esta ultrapassa a temperatura de 100 °C e inicia-se o processo de pirólise, o qual começa ocorrer a temperaturas superiores a 225 °C [25]. Este processo é designado por pirólise, apesar de que tecnicamente a pirólise apenas ocorre em ambientes inertes [25], e resulta na formação de um produto sólido, conhecido como carbonizados, e de um produto volátil libertado na forma de um gás que pode ser dividido em gases condensáveis e não condensáveis [17].

Em seguida, na fase de oxidação, o carbono fixo presente nos carbonizados e de alguns gases reagem com o oxigénio presente no agente de gasificação (R1, R2 e R3) [17], libertando assim a energia térmica necessária para que os processos endotérmicos ocorram e para manter a temperatura constante na camara de gasificação[21]. A fase de oxidação é realizada em condições de carência de oxigénio, em relação a razão estequiométrica, para que a oxidação da alimentação seja apenas parcial [17].

Na fase de redução estão envolvidos todos os produtos das outras fases, onde a mistura de gases e os carbonizados produzidos na pirólise reagem entre eles e formam principalmente CO, CH₄ e H₂ [17]. Esta fase ocorrerá apenas na ausência ou depleção de oxigénio, e ao contrário da oxidação a maior parte das reações são endotérmicas e por isso é necessário energia na forma de calor para que elas ocorram [21]. Esta fase é muito complexa e ocorrem muitas reações entre todos os componentes, apesar disso salientam-se algumas reações principais, nomeadamente reação de Boudouard (R4), reação *water-gas* (R5), reação de metanização (R6), reforma do metano (R7) e reação *water-gas shift* (R8). Uma descrição das reações seguintes pode ser encontrada em [6], [17], [20], [24].

Combustão dos gases: $[C_XH_Y + CO + H_2 + CH_4] + O_2 \rightarrow CO_2 + H_2O + calor$ (R1) [20]

Combustão completa do carbono: $C + O_2 \rightarrow CO_2$ $\Delta H_{298}^0 = -394kJ/mol$ (R2) [6]

Combustão parcial do carbono: $C + 0.5O_2 \rightarrow CO$ $\Delta H_{298}^0 = -111kJ/mol$ (R3) [6]

Reação de Boudouard: $C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$ $\Delta H_{298}^0 = 172kJ/mol$ (R4) [6]

Reação *water-gas*: $C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$ $\Delta H_{298}^0 = 131kJ/mol$ (R5) [6]

Reação de metanização: $C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$ $\Delta H_{298}^0 = -74,8kJ/mol$ (R6) [6]

Reforma do metano: $CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$ $\Delta H_{298}^0 = 206kJ/mol$ (R7) [6]

Reação *water-gas shift*: $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$ $\Delta H_{298}^0 = -41,2kJ/mol$ (R8) [6]

2.2 SISTEMAS DE GASIFICAÇÃO

O gasificador é o reator no qual se dá a conversão termoquímica de um sólido em gás a temperaturas elevadas [24]. Este componente é considerado o mais importante para o processo de gasificação, pois é o responsável pela qualidade do gás produzido, e por manter o processo em condições de operação adequadas [17]. É no gasificador que ocorre a mistura entre a alimentação e o agente de gasificação [17].

Os tipos de reatores existentes podem ser divididos em dois tipos mais utilizados, os reatores de leito fixo e os reatores de leito fluidizado, existindo ainda um terceiro tipo de reator, o reator de fluxo pulverizado [26].

Os reatores de combustível pulverizado operam a temperaturas mais elevadas que os outros reatores, entre 1200 a 1500 °C, e também a elevadas pressões, entre 25 a 30 bar, neste tipo de sistema a alimentação é inserida no reator em conjunto com o agente de gasificação [21]. A alimentação é normalmente pulverizada na forma de pó, o que pode ser um problema para a utilização de biomassa devido aos custos de preparação da alimentação [21]. Apesar disso, como o processo ocorre a temperaturas tao elevadas apresenta vantagens principalmente na destruição dos alcatrões, os quais são completamente destruídos, assim como o metano, apresentado como produto um gás mais rico em hidrogénio [6]. Uma descrição mais detalhada deste tipo de reator pode ser encontrada nalguns trabalhos da literatura [6] [21] [25] [27].

2.2.1 REATORES DE LEITO FIXO

Os reatores de leito fixo são caracterizados principalmente pela facilidade de construção e operação e também por estarem bastante disponíveis. Estes reatores são muito utilizados para instalações de pequenas dimensões e normalmente apresentam limitações para aplicação em dimensões superiores. A limitação das dimensões dos reatores de leito fixo está relacionada com a zona de alta temperatura existente no interior da camara de gasificação, esta zona é necessária para diminuir a produção de alcatrões e com o aumento do diâmetro seria mais difícil criar e manter uma zona com essas características [20].

Tradicionalmente os reatores de leito fixo são usados principalmente para o processo de gasificação e, de acordo com a direção do fluxo do agente de gasificação, os reatores de leito fixo podem ser classificados como: ascendente, descendente ou de fluxo cruzado (Figura 2-4)[27].

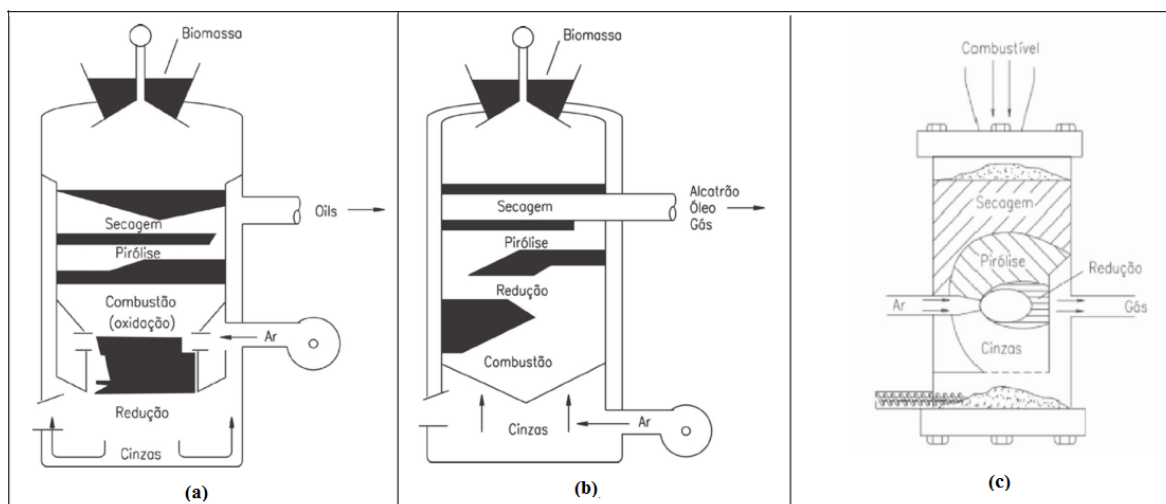


Figura 2-4 – Reatores de leito fixo. (a) Escoamento gasoso ascendente, (b) Escoamento gasoso descendente, (c) Escoamento cruzado[24].

A gasificação em reatores ascendentes, também conhecida como gasificação em contracorrente, é forma de gasificação mais antiga e mais simples de gasificação. Neste processo a alimentação é inserida no reator pela parte superior e o agente de gasificação é inserido na parte inferior do reator [22]. No caso da gasificação em reator descendente, ou gasificação em co-corrente, a alimentação e o agente de gasificação desloca-se no sentido descendente, e no local onde é inserido o agente de gasificação existe uma redução do diâmetro do reator para conseguir aumentar a temperatura e com isso promover a destruição dos alcatrões [20]. No caso da gasificação por fluxo cruzado a alimentação desloca-se descendente, assim como nos outros casos, com a particularidade de que o agente de oxidação é inserido pela lateral do reator e os gases são retirados também pela lateral no lado oposto ao da injeção do agente de gasificação [27]. Uma descrição mais pormenorizada para os três tipos de reatores pode ser encontrada em [28], [24] e [29].

Tabela 2-2 – Comparação das características entre os gasificadores de corrente ascendente e descendente.

Ascendente	Descendente
Processo simples e de baixo custo.	Processo simples e de baixo custo.
Processa alimentação com elevado conteúdo de humidade e matéria inorgânica.	Alimentação tem de apresentar baixo teor de humidade, e necessita de secagem.
Alimentação com tamanhos diferentes	Alimentação com tamanhos uniformes
O gás produzido apresenta elevadas quantidades de alcatrões.	Os alcatrões formados são praticamente todos destruídos.
Baixa concentração de material partícula do no gás produzido	Alguma concentração de material particulado no gás produzido
Elevada conversão de carbono	Elevada conversão de carbono

2.2.2 REATORES DE LEITO FLUIDIZADO

Os reatores de leito fluidizado foram originalmente criados para tentar resolver os problemas operacionais existentes durante a gasificação em reatores de leito fixo, como a o elevado conteúdo de cinzas na alimentação e principalmente para aumentar a eficiência do processo [30]. Este tipo de reatores é caracterizado principalmente pela existência de um leito de partículas sólidas, normalmente areia de sílica, pelo qual é forçada a passagem do agente de gasificação no sentido ascendente de forma a promover movimento das partículas [31]. O movimento das partículas forçado pela passagem do agente de gasificação no sentido ascendente pode ser também referido como fluidização, o que leva o material do leito a apresentar um comportamento muito parecido com o de um fluido [30].

Quando comparados com os reatores de leito fixo, os reatores de leito fluidizado apresentam uma melhor distribuição da temperatura dentro do reator assim como uma maior conversão de carbono, emissões de alcatrões mais baixas e maior flexibilidade no que diz respeito as características da alimentação [26]. Segundo Bocci et al. [29] devido a intensa mistura entre a fase sólida e gasosa não é possível distinguir as diferentes zonas de secagem, pirólise, oxidação e redução. Apresentam ainda a particularidade de poderem ser operados a pressão atmosférica mas também ser operados sob pressões elevadas [27].

De acordo com a velocidade de injeção do agente de gasificação e com o grau de fluidização do leito, este pode ser dividido em dois outros tipos de reatores: o reator leito fluidizado borbulhante (LFB) ou reator leito fluidizado circulante (LFC) (Figura 2-5) [6].

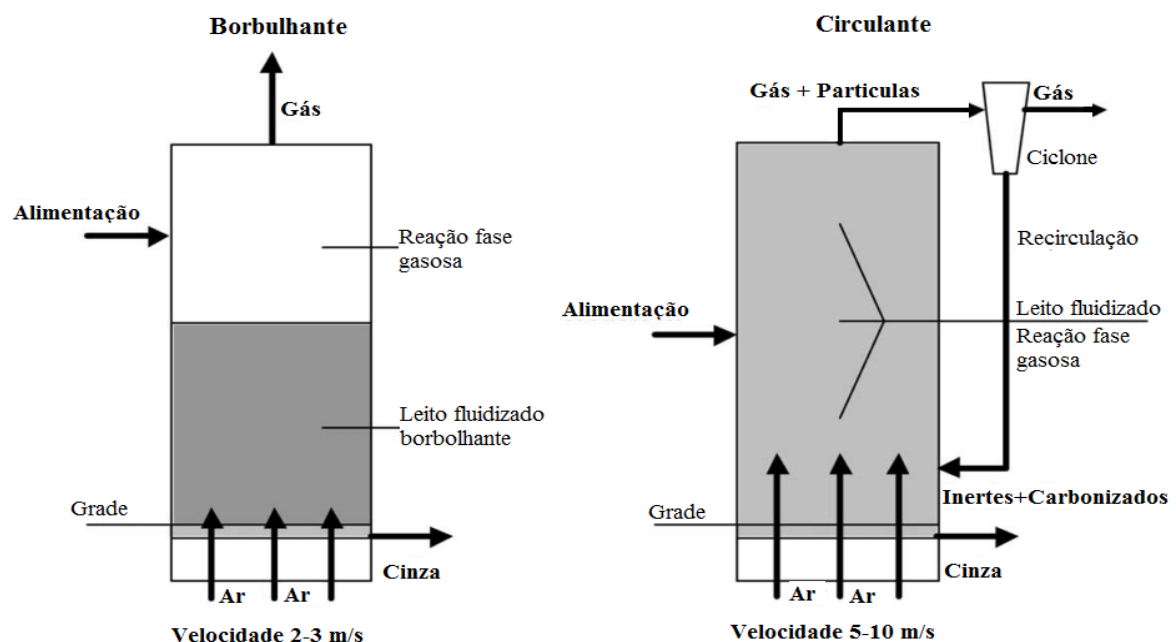


Figura 2-5 – Reatores de leito fluidizado [30].

Nos reatores de LFB a velocidade de injeção do agente de gasificação encontra-se entre 1 e 3 m/s e a expansão do leito ocorre apenas na parte inferior do reator [30]. Na presença de baixas velocidades de escoamento, o agente de gasificação passa através do leito sem existir perturbação das partículas e o leito permanece fixo, mas com o aumento da velocidade de injeção o leito expande-se e a força ascendente do agente de gasificação iguala o peso do leito, atingindo assim o estado de mínima fluidização. Aumentando-se mais a velocidade do agente de gasificação, o leito encontra-se fluidizado e o caudal excessivo ao de mínima fluidização escoar-se através do leito na forma de bolhas [31]. Uma das características principais dos reatores LFB assenta no facto de este ser constituído por duas regiões: o leito, onde existe uma elevada concentração de sólidos, e o *freeboard*, que representa o espaço acima do leito onde a concentração de sólidos é muito inferior [31].

Nos reatores de LFC a velocidade de injeção do agente de gasificação encontra-se entre 5 e 10 m/s [30]. Este tipo de reator opera a velocidades superiores de injeção do agente de gasificação, o que resulta no arrastamento das partículas pela corrente gasosa [22]. Consequentemente o leito vai ocupar todo o reator e uma fração da areia e dos carbonizados é arrastado para fora do reator com a corrente de gás, esta fração é posteriormente recolhida com o auxílio de um ciclone e reinserida no reator [30].

Tabela 2-3 - Comparação entre LFB e LFC [12], [20]–[22].

LFB	LFC
Moderada conversão de carbono	Elevada conversão de carbono
Boa distribuição de temperaturas e elevadas taxas de reação	Boa distribuição de temperaturas e elevadas taxas de reação
Flexibilidade na alimentação	Flexibilidade na alimentação
Produção de alcatrões moderada	Produção de alcatrões moderada
Alguma concentração de partículas no gás	Elevada concentração de partículas no gás
Potencial para formar aglomerados	Não formam aglomerados
Possível aplicação em maior escala	Boa aplicação em maior escala
Baixo potencial de corrosão	Elevado potencial de corrosão

2.3 FORNECIMENTO DE ENERGIA

Durante o processo de gasificação, este pode ser separado em dois tipos, o processo de gasificação direta ou auto-térmico e o processo de gasificação indireta ou alo-térmico, dependendo do modo como é fornecido a energia/calor necessário para o processo. No mesmo sentido a utilização de diferentes agentes de gasificação também são responsáveis pelo funcionamento do processo e pela

qualidade do gás produzido. Os agentes de gasificação mais utilizados são o ar, oxigénio, vapor e CO_2 ou uma mistura entre eles [5].

2.3.1 GASIFICAÇÃO DIRETA

A gasificação direta é caracterizada principalmente pela existência de oxigénio no agente de gasificação [32]. Este processo ocorre quando é utilizado como agente de gasificação ar, oxigénio ou uma mistura de outros com oxigénio, o que leva a oxidação parcial da alimentação e com isso ocorre libertação de energia na forma de calor, a qual é necessária para manter a temperatura e dar continuidade ao processo, tornando-o assim autossustentável [30].

Dependendo do agente de gasificação utilizado o gás produzido pode apresentar características diferentes, como o poder calorífico, o qual no caso da gasificação com ar apresenta um valor que varia entre 4 e 7 MJ/Nm³, enquanto no caso da utilização de oxigénio puro ou uma mistura desse com outro agente de gasificação apresenta um poder calorífico mais elevado, entre 10 e 12 MJ/Nm³ [32]. Quando comparados os valores dos poderes coloríficos do gás produzido com os diferentes agentes de gasificação é visível que o gás produzido pela gasificação com ar é mais pobre devido as elevadas concentrações de gás inerte (N_2), não sendo por isso utilizável em algumas das aplicações com necessidade de um gás mais puro, como por exemplo a síntese de combustíveis [32]. Para resolver este problema foram desenvolvidos diversos tipos de processos para a separação do gás inerte, que estão divididos em dois tipos, a separação de N_2 do ar antes de este entrar no gasificador e a separação de N_2 e do CO_2 do gás produzido após a o processo de gasificação como é possível verificar na Figura 2-6 [33]. Apesar disso, este processo de remoção do gás inerte torna-se dispendioso devido ao custo das unidades de separação dos gases [33].

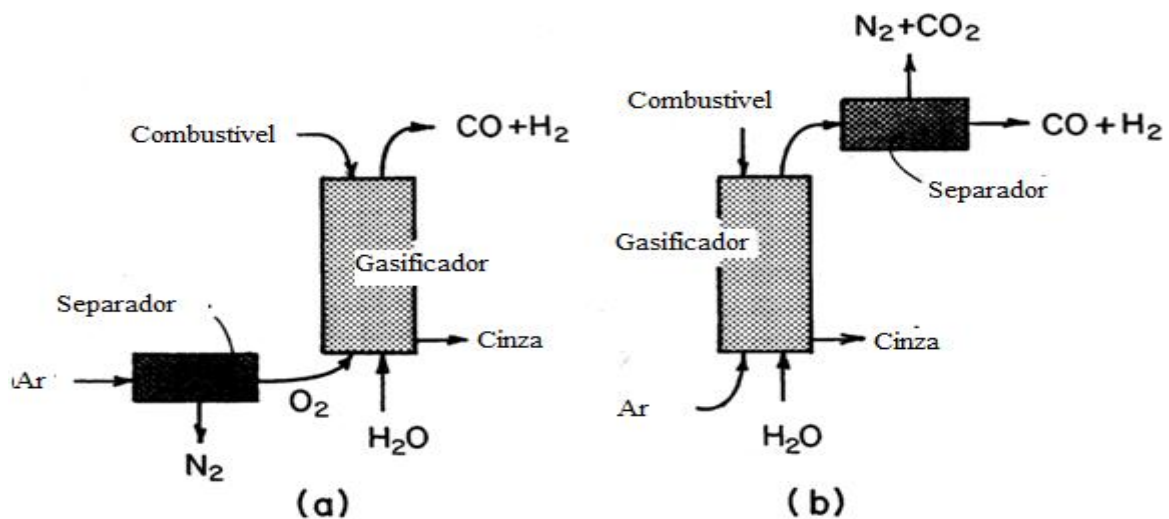


Figura 2-6 – (a) Remoção de N_2 do ar; (b) Remoção de N_2 e CO_2 do gás produzido (adaptado de [33]).

No caso da gasificação com oxigénio ou com uma mistura deste com outro agente de gasificação o problema de diluição do gás produzido não existe, mas existe sim a necessidade de obter oxigénio puro o que fica dispendioso. Segundo Göransson et al. [32] a gasificação com oxigénio consegue ser economicamente viável mas apenas para instalações de síntese de biocombustíveis para automóveis em larga escala.

A gasificação directa apresenta uma possibilidade de produção de um gás combustível de baixo poder calorífico mas também uma forma promissora de isso ser realizado de com menos complexidade.

2.3.2 GASIFICAÇÃO INDIRETA

Na gasificação indirecta (ou gasificação alo-térmica) o processo decorre na ausência de oxigénio no agente de gasificação e é caracterizado principalmente pela necessidade de uma fonte de energia externa para o fornecimento da energia necessária para o normal funcionamento do processo [32]. O processo de gasificação indirecta é principalmente caracterizado pela produção de um gás com um poder calorífico mais elevado, entre 12 e 20 MJ/Nm³ [32].

Neste caso, os agentes de gasificação mais utilizados incluem o vapor de água e o CO₂. O vapor de água é principalmente utilizado na perspectiva aumentar o conteúdo de hidrogénio presente no gás produzido [30].

Neste processo os reatores são aquecidos ou por permutadores de calor colocados no interior do reator ou através da recirculação de material do leito a temperaturas elevadas de uma zona de combustão para a zona de gasificação (Figura 2-7) [34].

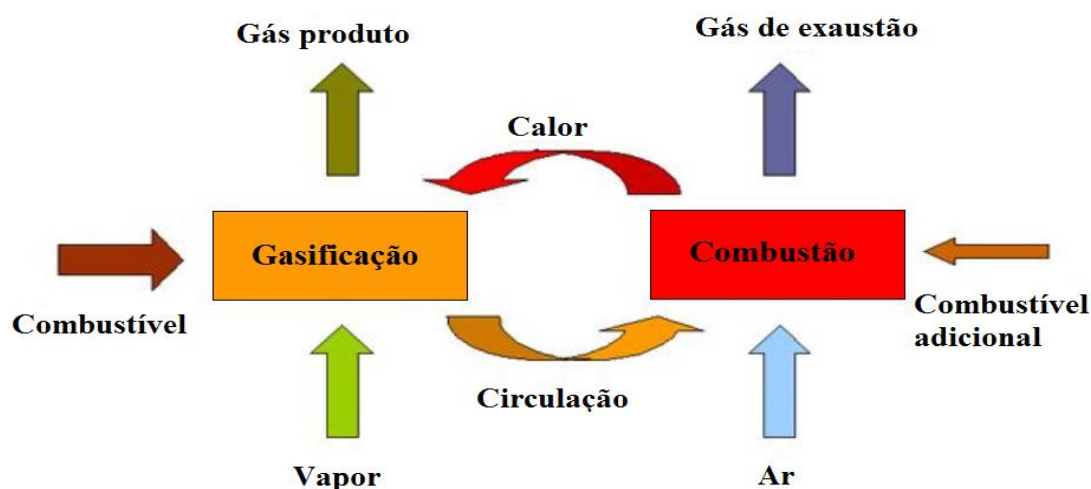


Figura 2-7 – Gasificação indirecta (adaptado de [34]).

Este processo de gasificação indireta usa dois reatores separados, onde num deles ocorre a gasificação e com isso a produção de um gás com médio poder calorífico e carbonizados. No segundo reator dá-se a combustão dos carbonizados produzidos na gasificação e a produção de calor que será transferida para o reator de gasificação através da recirculação do material do leito [34].

A gasificação indireta é um processo interessante e o gás produzido apresenta poder calorífico superior ao do processo de gasificação direta por não ser necessário a introdução de ar no reator, e assim não estar diluído em N_2 , contudo, para a utilização em grandes escalas não se pode considerar o mais indicado devido as grandes quantidades de energia que é necessário circular entre os reatores.

2.4 ALCATRÕES

Como já referido anteriormente os alcatrões são um dos produtos mais problemáticos durante o processo de gasificação da biomassa. Estes produtos são os principais responsáveis por muitos dos problemas associados ao mau funcionamento das instalações, como o entupimento de filtros e tubagens resultando em interrupções do processo, e podem também ser o motivo para danificar motores ou turbinas ou para levar a uma maior manutenção destes. Além disso estes compostos são perigosos devido ao seu carácter cancerígeno e contêm quantidades significativas de energia que podem ser transferidas para o gás combustível na forma de H_2 , CO , CH_4 , entre outros [35].

Os alcatrões são uma mistura complexa de hidrocarbonetos condensáveis, constituídos por compostos com um ou mais anéis aromáticos, assim como outros hidrocarbonetos que contenham oxigénio na sua constituição [36]. Estes compostos podem ser divididos em três classes principais, os alcatrões primários, secundários e terciários. Essa classificação refere-se as condições em que o composto é formado, os alcatrões primários são formados a partir da decomposição da biomassa e contêm quantidades significativas de oxigénio na sua constituição. Os alcatrões secundários são formados pela destruição dos alcatrões primários e recombinação dos fragmentos, durante este processo é libertado algum hidrogénio e oxigénio [37].

2.4.1 MÉTODOS DE ELIMINAÇÃO DE ALCATRÕES

Sabendo que os alcatrões são os compostos produzidos durante a gasificação que são mais problemáticos para o bom funcionamento do processo e dos equipamentos usados, existem algumas formas para a redução ou eliminação desses compostos. Normalmente esses compostos podem ser removidos por processos físicos, térmicos e catalíticos.

2.4.1.1 PROCESSOS FÍSICOS

Os processos físicos podem ser divididos em duas categorias, limpeza de gás a seco e a húmido. Estes processos envolvem filtros e lavadores onde normalmente os alcatrões são removidos numa forma condensada. Mesmo assim estes processos apresentam alguns problemas posteriores a separação do gás, como por exemplo as águas residuais produzidas a partir da lavagem do gás, assim como problemas relacionados com a constituição dos alcatrões e as suas características cancerígenas [35].

2.4.1.2 PROCESSOS TÉRMICOS

Os processos térmicos consistem no aumento da temperatura do gás produzido para que as moléculas de alcatrões presentes sejam convertidas em gases mais leves [38]. Esta conversão depende da temperatura e tempo de residência do gás a essa temperatura que se deverá encontrar entre os 700 e 1250 °C [36].

2.4.1.3 PROCESSOS CATALÍTICOS

Os processos catalíticos apresentam principalmente vantagens técnicas e económicas e por isso são muito promissoras. Conseguem apresentar um gás com elevado grau de pureza e ao mesmo tempo dispensa a necessidade de remoção e tratamento dos alcatrões. A conversão catalítica de alcatrões está dividida em duas aproximações distintas. Uma aproximação consiste na adição do catalisador juntamente com a alimentação ou com o material do leito e a remoção dos alcatrões é efetuada no reator utilizado para o processo de gasificação. A segunda forma de utilização dos processos catalíticos consiste em forçar a passagem do gás produzido por um segundo reator de leito fixo onde se dá a destruição catalítica dos alcatrões [35].

2.5 PARÂMETROS OPERATÓRIOS DO PROCESSO DE GASIFICAÇÃO EM LEITO FLUIDIZADO

Como referido anteriormente, existem diversos parâmetros que influenciam a qualidade do gás produzido, assim como a eficiência do processo, esses parâmetros são principalmente a quantidade de alimentação e agente de gasificação, assim como a sua caracterização física e química, a temperatura e pressão do processo, o tempo de residência, razão de equivalência e as características do leito utilizado [6], [29].

2.5.1 CARACTERÍSTICAS DA BIOMASSA

De acordo com a Diretiva 2009/28/CE [39] relativa à promoção da utilização de energia proveniente de fontes renováveis, a biomassa é definida como “a fração biodegradável de produtos, resíduos e detritos de origem biológica provenientes da agricultura (incluindo substâncias de origem vegetal e animal), da exploração florestal e de indústrias afins, incluindo da pesca e da aquicultura, bem como a fração biodegradável dos resíduos industriais e urbanos”. Apesar disso nem todo o tipo de biomassa apresenta potencial para utilização em processos de gasificação principalmente devido ao gás produzido que apresenta muito baixo poder calorífico [17].

Normalmente na gasificação de biomassa, o tipo de alimentação mais utilizado consiste em resíduos de madeira, mas apesar disso é também utilizada biomassa residual florestal, como cascas e ramos provenientes de podas ou exploração de madeira, *Miscanthus*, que é um exemplo de cultivo energético, resíduos de indústrias agroalimentares, licor negro, e palhas de trigo, milho, centeio, cevada e arroz, assim como a casca de arroz, que tem sido muito utilizada na Ásia. O licor negro é um dos subprodutos do fabrico de madeira e contém grandes quantidade de lignina e consiste numa mistura de químicos de cozedura e madeira dissolvida [13], [29].

Preferencialmente a biomassa utilizada em processos de gasificação deveria apresentar certas características como baixo teor de humidade, a densidade da biomassa, a qual deveria ser próxima da densidade do leito e o tamanho e formato da alimentação de biomassa, onde a biomassa deveria ser processada para se encontrar com forma e tamanho uniformes e posteriormente inserida a um ritmo constante. Esta necessidade de trituração da biomassa para que esta apresente tamanhos uniformes pode levar a um aumento significativo nos custos do processo [29].

A biomassa normalmente apresenta um conteúdo de cloro e enxofre muito baixos quando comparados com o cavão o que é favorável no processo de limpeza do gás. Apesar disso apresenta uma quantidade considerável de cinzas e alcatrões, que são os principais obstáculos à aplicação de gasificação económica e viável [29].

Resumindo, o tipo de biomassa mais indicado para a utilização no processo de gasificação deveria apresentar características como: disponibilidade a uma escala significativa e boas características físicas e químicas, como, baixo teor de humidade, elevada densidade, elevado poder calorífico, elevada volatilidade, baixo conteúdo de cinzas e baixos conteúdos de cloro e enxofre [29]. Na Tabela 2-4 é possível visualizar as características de alguns tipos de biomassa mais utilizados nos processos de gasificação.

Tabela 2-4 – Propriedades de alguns tipos de biomassa [29].

Tipos de biomassa	Cascas	Resíduos florestais	Palhas	Resíduos de azeitona	<i>Miscanthus</i>
Humidade (%)	11-14	7-25	7-12	9	4
Densidade (kg/m³)	300-500	200-300	20-140	350	240
Cinza (%)	1-2	0,5-4	5-15	4	5
Matéria volátil (%)	74-78	70-85	67-76	77	71
Carbono fixo (%)	20-25	12-20	16-18	19	19
C (%)	48-51	45-49	41-47	51	45
H (%)	6	5-6	5-6	6	5
N (%)	0,2-0,5	0,1-0,8	0,3-6	0,3	0,5
O (%)	41-44	36-44	36-44	38	40
Cl (%)	0,02-0,03	0,01-0,08	0,03-0,4	0,02	0,2
S (%)	0,01-0,03	0,01-0,08	0,04-0,2	0,02	0,08
PCI (MJ/kg s)	18-20	16-18	15-18	20	18

2.5.2 AGENTE DE GASIFICAÇÃO

No decorrer do processo de gasificação é utilizado um agente de gasificação, que consiste num gás como ar, oxigénio, CO₂ ou vapor, que no caso da gasificação em leito fluidizado atua como agente de fluidização para o leito. Dependendo se o processo de gasificação é direto ou indireto o agente de gasificação é também o responsável pelo fornecimento de oxigénio necessário para a oxidação parcial da biomassa utilizada [6]. Mesmo assim o seu principal objetivo é reagir com a matéria orgânica volátil e com os carbonizados para a formação do gás produto [8].

A utilização de ar como agente de gasificação é alternativa menos dispendiosa, e principalmente por isso a mais utilizada. Apesar disso, o ar apresenta uma grande quantidade de azoto na sua constituição e este não pode ser facilmente removido do gás produzido, o que é um grande inconveniente pois os produtos do processo acabam por ficar diluídos e consequentemente o gás produzido apresenta um poder calorífico baixo e aproximadamente 50% (volume) de azoto [6].

O uso de oxigénio puro como agente de gasificação permite, assim como na utilização de ar, a realização de gasificação direta, e além disso é possível também evitar a diluição do gás produzido com azoto e aumentar o poder calorífico deste. Apesar disso aumenta também consideravelmente os custos de operação para o processo devido a necessidade de produção de oxigénio [29].

No caso da utilização de CO₂ ou vapor de água, é necessário o fornecimento de energia, seja através da recirculação de material do leito ou através de permutadores de calor, pois não existe combustão parcial da biomassa e por consequência não existe produção da energia necessária [29].

O vapor é também consideravelmente abundante e os seus custos são muito baixos, além disso a sua produção pode ser feita através do aproveitamento do calor em excesso produzido pela instalação. A utilização deste agente de gasificação pode ainda ser considerada mais eficiente, pois as reações entre o vapor e os carbonizados aumentam o conteúdo de hidrogénio presente no gás produzido e com isso apresenta também o poder calorífico elevado [29]. O aumento do conteúdo de hidrogénio no gás produzido está também relacionado com a destruição de alcatrões, apesar disso a presença de vapor no processo diminui a velocidade deste em comparação com o uso de oxigénio [40].

No caso do CO₂ o poder calorífico do gás produzido é também elevado pois este reage com o carbono e produz monóxido de carbono, apesar disso a velocidade dessa reação é lenta [8]. Na Tabela 2-5 é possível verificar algumas das características dos gases produzidos com diferentes tipos de agentes de gasificação.

Tabela 2-5 - Composição típica do gás produzido com diferentes agentes de gasificação [29].

Agente de gasificação	Composição (%vol.)					PCI (MJ/Nm ³)
	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	
Ar	9 - 10	12 - 15	14 - 17	2 - 4	56 - 59	3 - 6
Oxigénio	30 - 34	30 - 37	25 - 29	4 - 6	-	10 - 15
Vapor/CO₂	24 - 50	30 - 45	10 - 19	5 - 12	-	12 - 20

Os agentes de gasificação referidos anteriormente podem ainda ser misturados e posteriormente utilizados como novos agentes de gasificação. Uma das utilizações para a mistura dos agentes de gasificação consiste na inserção de um gás que contenha oxigénio ou oxigénio puro para se dar a combustão parcial a biomassa e não ser necessário o fornecimento de calor [6], [29].

2.5.3 RAZÃO DE EQUIVALÊNCIA

A razão de equivalência (RE) é um parâmetro operativo do processo de gasificação direta e é definido pela razão entre a quantidade de oxigénio presente no agente de gasificação utilizado e a quantidade de oxigénio estequiométrico, onde a quantidade estequiométrica corresponde a quantidade teórica de oxigénio necessária para que se dê a combustão completa do combustível [29].

A qualidade do gás depende fortemente da RE utilizada, a qual deverá ser sempre inferior a 1,0 para garantir que não se encontra em condições de combustão completa, daí ser um parâmetro com considerável importância [41].

Segundo Basu [41] uma RE excessivamente baixa ($<0,2$) resulta em diversos problemas, incluindo a incompleta gasificação, excessiva formação de carbonizados e baixo poder calorífico do gás produzido, mas por outro lado uma RE muito elevada ($>0,4$) resulta na formação excessiva de produtos de combustão completa como CO_2 e H_2O a partir de compostos desejados como CO e H_2 , além disso o poder calorífico do gás também diminui.

Com o aumento da RE a temperatura o processo aumenta devido ao aumento da quantidade de oxigénio inserida, o que aumenta a combustão parcial da alimentação, e com isso aumenta o calor libertado [41]. Com isso, o aumento da RE está também associado a diminuição da formação de alcatrões [38].

2.5.4 TEMPERATURA

A temperatura é considerada como um dos parâmetros operatórios mais importantes em resultado da sua influência na composição do gás, na formação de alcatrões, as taxas de reação, a deposição de cinzas etc., e por isso é necessário um elevado controlo desse parâmetro durante todo o processo [8]. Normalmente os valores deste parâmetro para a gasificação de biomassa encontram-se aproximadamente entre os $650\text{ }^\circ\text{C}$ e os $950\text{ }^\circ\text{C}$ [6].

Como já referido na secção anterior (secção 2.5.3) o aumento da temperatura do processo normalmente está diretamente relacionado com a RE, pois para atingir maiores temperaturas é necessário que uma maior quantidade de gás seja oxidada, exceto quando algum calor é fornecido externamente. Apesar de com o aumento da temperatura se conseguir uma maior conversão de carbono, e até reduzir as quantidades de alcatrões produzidas, no caso dos gasificadores de leito fluidizado, a temperatura máxima de operação está limitada pelo ponto de fusão das cinzas ou do material do leito [6]. Por outro lado, temperaturas mais baixas durante o processo estão diretamente relacionadas com elevados conteúdos de alcatrão no gás produzido, assim como baixo conteúdo de CO e H_2 [8].

Como o aumento da temperatura é um dos fatores para a diminuição da produção de alcatrões, alguns estudos referidos em Cao et al. [42] e Pan et al. [43] informam que a injeção de um ar secundário no *freeboard* resulta num aumento de temperatura nessa zona, devido a combustão de parcial de algum gás, o que resulta numa diminuição considerável do conteúdo de alcatrões no gás produto.

2.5.5 *PRESSÃO*

O processo de gasificação de biomassa pode ser realizado à pressão atmosférica ou sobre elevadas pressões, e apesar de este parâmetro operativo ter alguma influência na qualidade do gás produzido, o principal objetivo para utilização de pressões elevadas no processo está mais direcionado para as aplicações do gás produto ou aspetos relacionados com a configuração do sistema reativo [6]. Isto é, as pressões elevadas resultam em fluxos volumétricos de gás inferiores, o que significa que se podem utilizar reatores com tamanhos inferiores, assim como os equipamentos para a limpeza do gás. Além disso dado que muitas das aplicações do gás produzido necessitam que este se encontre sobre pressão, e que é mais fácil aumentar a pressão do processo do que comprimir o gás quente, combustível e rico em hidrogénio produzido, em alguns casos é preferível trabalhar com um sistema de gasificação sobre pressão. Apesar disso o aumento da pressão favorece também a diminuição da quantidade de alcatrões presentes no gás produzido [6].

Mesmo assim a operação de sistemas de gasificação em condições de pressão elevada também afeta o processo de gasificação. Um dos principais resultados do aumento da pressão relaciona-se a taxa de ocorrência das reações, onde algumas das reações do processo de gasificação não serão favorecidas, apresentando até um comportamento oposto ao da temperatura [6]. No caso das reações de *Boudouard* e *Water-Gas* (respetivamente R4 e R5, secção 2.1) são dois dos casos onde o aumento da pressão não é favorável à sua ocorrência, enquanto que a reação de metanização (R6, secção 2.1) é favorecida [41].

2.5.6 *MATERIAIS DO LEITO*

O principal objetivo do material do leito de um reator de leito fluidizado consiste principalmente no armazenamento e na transferência de calor entre as partículas sobre processos exotérmicos e as partículas sobre processos endotérmicos, ou seja, o calor produzido durante os processos exotérmicos da gasificação de biomassa é armazenado e transferido através das partículas do leito para os processos endotérmicos, que necessitam do fornecimento de calor para ocorrerem [6]. Este material é principalmente constituído por partículas de sólidos inertes, no caso de gasificação de biomassa é normalmente utilizada areia de sílica, e algumas partículas da alimentação em diferentes estados de gasificação [41].

Normalmente é esperado que o material do leito se mantenha inerte, e em muitos casos isso acontece. Mesmo assim, a escolha do material do leito pode ser um fator importante para o processo se este apresentar propriedades catalíticas para algumas das reações que decorrem durante o processo. Neste caso, normalmente o efeito catalítico do material do leito leva a maiores taxas de

conversão de alcatrões e a uma melhoria na qualidade do gás. No caso da interação das partículas do leito com os constituintes da alimentação alterarem as suas propriedades físicas, o efeito mais observado é a aglomeração das partículas, que ocorre principalmente quando na constituição da alimentação existe um elevado teor de metais alcalinos, levando posteriormente a desfluidização do leito [6].

No caso do uso de aditivos ou de outros tipos de leitos, além de melhorar a qualidade do gás produzido, apresentam a vantagem de também se comportarem como inibidores de aglomeração e melhorarem o estado de fluidização do leito [44]. Existe um interesse elevado nos aditivos aos materiais do leito, para que a necessidade de limpeza muito complexa do gás produzido seja mais simplificada, mas apesar de muitos dos catalisadores terem apresentado bons resultados no que diz respeito à qualidade do gás produzido, alguns desses catalisadores são muito dispendiosos e outros dão origem a resíduos contaminados [32].

Na Tabela 2-6 é possível verificar a constituição do gás produzido com diferentes tipos de materiais de leito.

Tabela 2-6 – Composição do gás produzido com diferentes tipos de materiais do leito [19].

Material do leito	Composição do gás [% v/v]			
	H ₂	CO ₂	CO	H
Areia de sílica	34,7	13,6	34,2	11,1
Calcário	48,7	21,8	17,4	8,1
Olivina	39,2	17,4	27,4	9,9
Olivina Fe	33,4	27,1	24,6	9,4
Olivina Ni	43,9	18,8	27,2	8,3

2.5.7 TEMPO DE RESIDÊNCIA

O tempo de residência é outro dos parâmetros operacionais que pode influenciar a composição do gás e também a conversão de carbono, é conseguido através da altura do reator e da velocidade do gás. O aumento deste parâmetro significa o aumento da conversão de carbono e dos teores de H₂ e CO, enquanto os teores de CH₄ e CO₂ diminuem. No caso da influência entre a variação do tempo de residência e o teor de alcatrões, esta é quase inexistente [29].

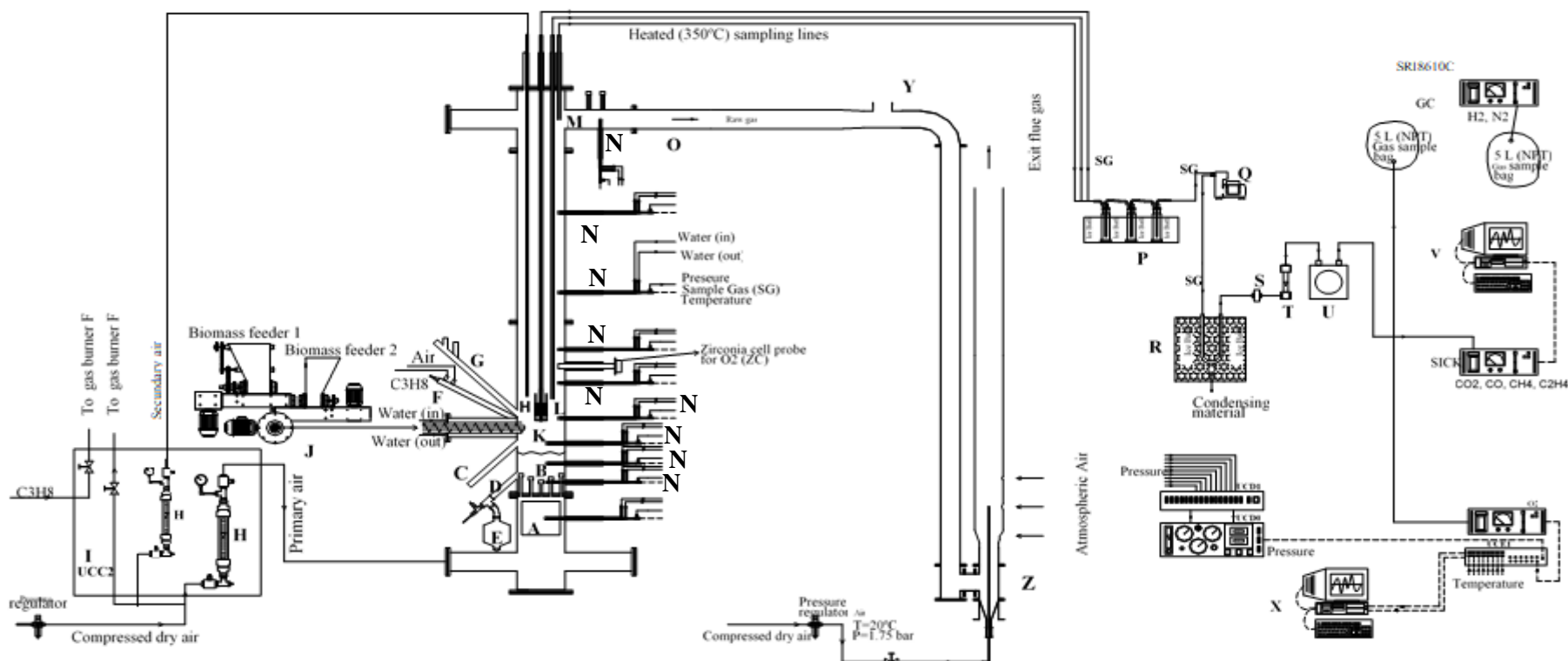
3 DESCRIÇÃO DA INSTALAÇÃO EXPERIMENTAL

A instalação experimental consiste num reator de leito fluidizado, a escala piloto, localizado no Departamento de Ambiente e Ordenamento da Universidade de Aveiro, onde foram realizadas as experiências de gasificação.

Essa instalação é constituída por diversos sistemas, especificamente:

- Sistema reativo
 - Alimentação de biomassa
 - Refrigeração
 - Alimentação de ar
- Sistema de monitorização
- Sistema de amostragem e análise de gases
- Sistema de combustão dos gases de gasificação

A instalação encontra-se esquematizada na Figura 3-1.



LEGENDA-Linha a tracejado – Circuito elétrico, Linha contínua – Circuito pneumático, A – Sistema de aquecimento de ar primário, B – Leito de areia, C – Nível de controlo de sólidos do leito, D – Descarga dos sólidos do leito, E – Silo para recolha dos sólidos do leito, F – Queimador a propano para pré-aquecimento, G – Zona de inspeção visual das condições da superfície do leito, H – Medidor de caudal de ar primário e secundário, I – Unidade de controlo e comando (UCC2), J – Alimentador de biomassa, K- Sonda para amostragem do gás através de um reator de leito fixo, L,M- Sondas de amostragem do gás, N – Sonda arrefecida para monitorização de temperatura e pressão, UCD0, UCD1, , O – Exaustão, P – Unidade de condensação com borbulhadores para a remoção de humidade e outros gases condensáveis, Q – Bomba de amostragem gasosa, R- Unidade de condensação em U para remoção de humidade e outros gases condensáveis, S- Filtro para remoção de partículas/aerossóis, T- Rotâmetro, U- Contador de gás seco, UCE1-Unidade de controlo eletrónico, V – Computador para a aquisição de dados do analisador SICK, X- Computador para aquisição de informação e controlo do sistema, SICK – Analisador online de gás para determinação da concentração de CO, CO₂, CH₄ e C₂H₄, SRI8610C GC – Cromatógrafo para análise de gases, Y- Tubo de escape Z- Queimador dos gases de gasificação ZC- Sonda de zircónia para determinação da concentração de O₂ dentro do reator

Figura 3-1 - Apresentação esquemática da instalação experimental de gasificação, com um reator LFB à escala piloto.

3.1 SISTEMA REATIVO

O sistema reativo consiste num reator leito fluidizado borbulhante (LFB) (Figura 3-2) com 3 m de altura, constituído por uma câmara de gasificação de 2,25m de altura e 0,25m de diâmetro interno. Este reator tem uma potência nominal que varia entre 40 e 70 kW_{th}, é termicamente isolado e construído em aço refratário (AISI 310 SS).

Para controlo do reator existe também um conjunto de sistemas auxiliares que incluem a Unidade de Controlo e Comando 2 (UCC2) (I, Figura 3-1) que suporta o circuito elétrico de controlo de operação do reator, assim como o circuito pneumático de gases, a unidade de arrefecimento de água e a unidade de alimentação de biomassa (J, Figura 3-1).



Figura 3-2 – Sistema reativo.

No base do leito do reator existe um distribuidor que permite a distribuição uniforme do ar na secção transversal do leito e tem como objetivo evitar a ocorrência de problemas de aglomeração e desfluidização. Esse distribuidor é constituído por 19 injetores, cada um com 3 orifícios de 1,25mm de diâmetro, orientados no sentido perpendicular ao escoamento gasoso no reator.

O leito (B, Figura 3-1) é constituído por areia de granulometria inferior a 1mm e encontra-se a 0,23m do distribuidor quando está fixo. Para o controlo da altura do leito, é possível a remoção de sólidos do topo deste, assim como realizar a descarga completa do mesmo (C e D, Figura 3-1)

No interior do reator existe ainda uma sonda de zircónia (ZC, Figura 3-1), que permite monitorizar a concentração do oxigénio, um conjunto de sondas para a monitorização da temperatura, pressão e arrefecimento do sistema (N, Figura 3-1), um queimador a propano para o pré-aquecimento (F, Figura 3-1) e um forno elétrico para aquecimento do ar primário (A, Figura 3-1) durante a fase de arranque do reator.

A exaustão (O, Figura 3-1) situada no topo do reator esta conectada através de um tubo de escape (Y, Figura 3-1) ao queimador dos gases produzidos no processo de gasificação (Z, Figura 3-1)

3.1.1 *SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO*

O sistema de alimentação (J, Figura 3-1) é constituído por dois silos (Figura 3-3-a), onde é possível usar dois tipos de combustíveis distintos, cada silo está conectado a um parafuso de Arquimedes (sem fim), para transporte do combustível, os quais estão posteriormente conectados a um outro parafuso de Arquimedes que insere a alimentação ou a mistura no interior do reator.

Em cada silo existe um conjunto de agitadores (ver Figura 3-3-b) para prevenir a formação de abobadas por alguns tipos de combustíveis.

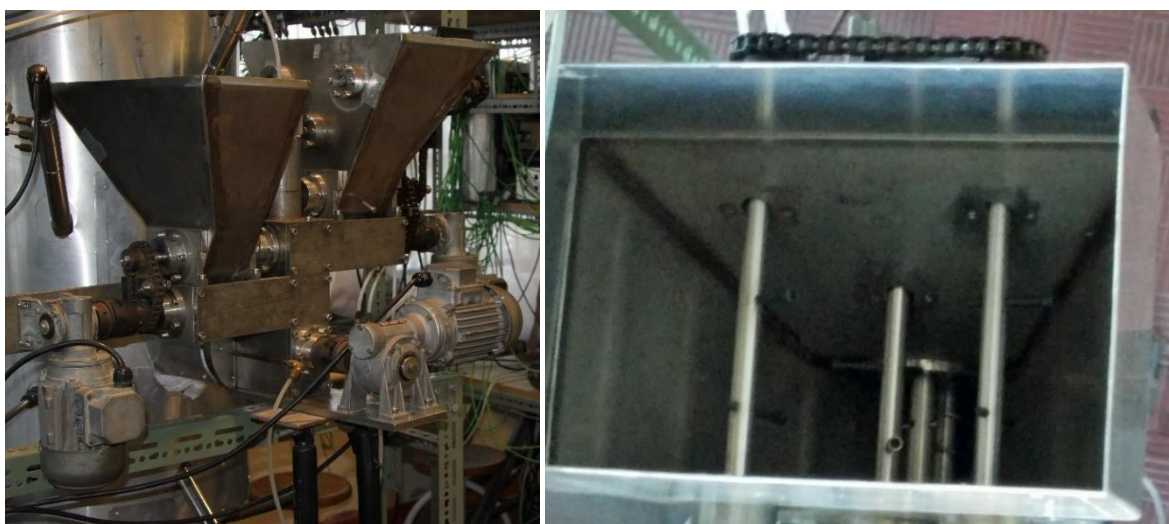


Figura 3-3 - a) sistema de alimentação de combustível; b) agitadores do sistema de alimentação.

Cada um dos parafusos de Arquimedes encontra-se conectado, numa das extremidades, a motores com variadores de frequência (denominados Dinverter), os quais permitem o controlo do caudal através da calibração dos mesmos.

3.1.2 *SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO*

O sistema de refrigeração é constituído por dois sistemas distintos, o sistema principal que é utilizado para a refrigeração das sodas ao longo do reator assim como para as sondas utilizadas no controlo da temperatura do leito e o sistema secundário que é utilizado para a refrigeração da conduta de alimentação e da sonda de zircónio.

O sistema primário consiste num depósito com 100 l capacidade, uma bomba de água controlada por pressostato, um depósito de amortecimento com 70 l de capacidade, uma torre de refrigeração e um filtro para a remoção do material particulado. A água do sistema encontra-se em circuito fechado e para aumentar a capacidade de refrigeração é colocado um ventilador no topo da torre de refrigeração.

O sistema secundário é semelhante ao primário com exceção da torre de refrigeração, este sistema é controlado por sistema exterior ao da instalação.

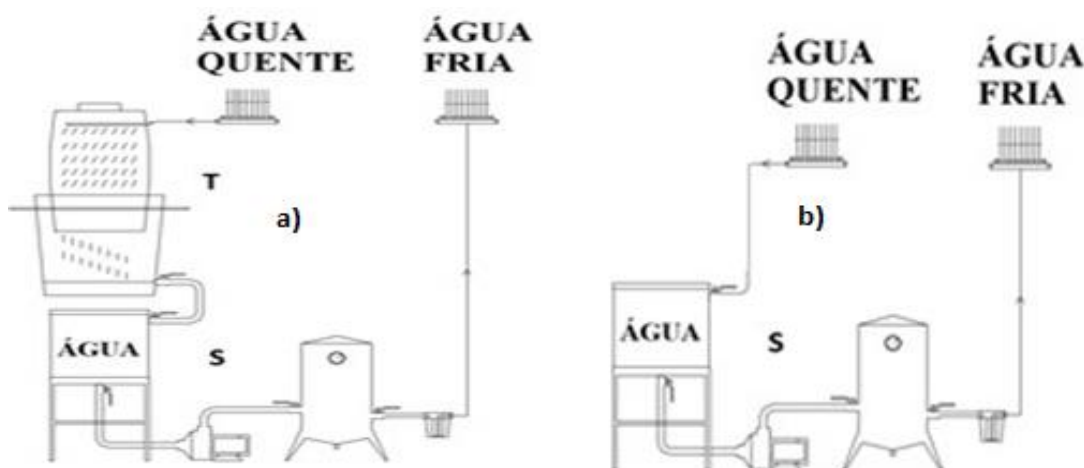


Figura 3-4 - a) sistema de refrigeração principal; b) sistema de refrigeração secundário.

3.1.3 *SISTEMA DE ALIMENTAÇÃO DE AR*

A alimentação de ar (H, Figura 3-1) é efetuada por um sistema constituído por um compressor, um desumidificador e regulador de pressão (Figura 3-5), dois redutores de pressão e dois rotâmetros. O ar fornecido é inserido no reator pela parte inferior do leito (ar primário), no

freeboard pela parte superior do reator (ar secundário), no queimador a propano para o pré-aquecimento do reator e no queimador de gases a jusante do reator. Os redutores de pressão regulam a pressão do ar em diferentes circuitos. A regulação do caudal de ar primário e secundário é efetuada na UCC2, através dos rotâmetros e de válvulas conectadas a manómetros para a verificação da pressão dentro da conduta. Posteriormente, o ar primário, antes de ser introduzido no reator, pode ser aquecido por um forno elétrico durante a fase inicial de aquecimento do reator. Os restantes caudais de ar são controlados através de válvulas.

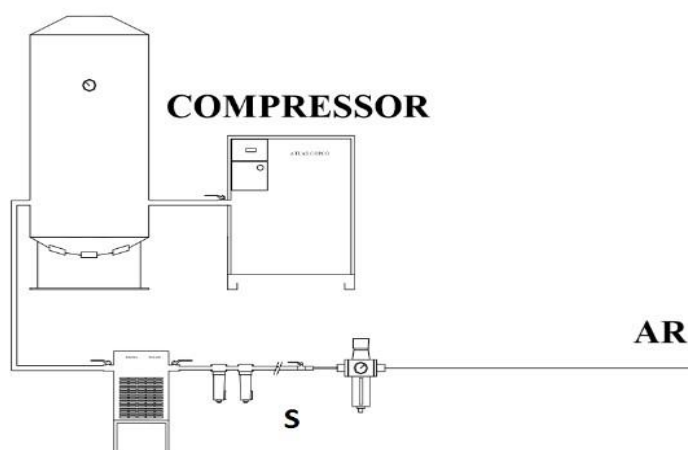


Figura 3-5 - Configuração do sistema de alimentação de ar.

3.2 SISTEMA DE MONITORIZAÇÃO

O sistema de monitorização da operação do reator é constituído por sondas (N, Figura 3-1) colocadas ao longo do reator que permitem a monitorização da temperatura em diferentes localizações e da concentração de oxigénio através de uma sonda de zircónio (ZC, Figura 3-1). Os termopares permitem monitorizar a temperatura a diferentes alturas ao longo do reator: T2 – 0.18 m, T3 – 0.30 m, T4 – 0.45 m, T5 – 0.66, m T6 – 0.86 m, T7 – 1.20 m, T8 – 1.68 m, T9 – 2.90 m.

Os termopares utilizados na instalação são do tipo K (Ni-CrNi), embainhados numa manga com 3 mm de diâmetro e 520 mm de comprimento. Estes termopares estão conectados a três dispositivos de monitorização de temperatura denominados Testo 176 T4 e a um computador que permite monitorizar a temperatura em diferentes localizações ao longo do reator. Relativamente a sonda de zircónia, esta apresenta a informação num *display* digital próprio.

3.3 SISTEMA DE AMOSTRAGEM E ANÁLISE DE GASES

O sistema de amostragem e análise dos gases é constituído por duas sondas de amostragem, uma localizada na exaustão e outra acima do nível do leito, duas linhas aquecidas a 350°C, dois sistemas de condensação de água e alcatrões, uma bomba, um filtro, um rotâmetro e dois analisadores, um analisador *online* não dispersivo de infra-vermelho para CO, CO₂, CH₄ e C₂H₄ (GMS-810 SICK) e um cromatógrafo com detetor por condutividade térmica, que permite determinar a concentração de H₂ e N₂ para além dos gases CO, CO₂, CH₄ e C₂H₄.

As linhas aquecidas são controladas por um sistema independente que permite alterar a temperatura conforme desejado. Essas linhas de amostragem são conectadas a portos situados no topo do reator, onde é adicionado um sistema adicional de isolamento térmico (Figura 3-6), e também onde se colocam 2 sondas em aço inoxidável com 8,7mm de diâmetro interno que permitem a amostragem do gás na exaustão ou acima da superfície do leito. Na ponta de cada uma das sondas de amostragem foi colocado um filtro em lã cerablanket para a remoção do material particulado.



Figura 3-6-Locais de amostragem do gás de gasificação.

Posteriormente as linhas aquecidas estão conectadas a um conjunto de quatro borbulhadores, com propósito de condensação de água e alcatrões, que, por sua vez, se encontra conectado a uma bomba de amostragem, a qual envia o gás através de um segundo condensador, de um filtro de partículas e de um rotâmetro para análise no analisador *online* SICK e para amostragem em sacos que posteriormente serão analisados no cromatógrafo.

3.4 SISTEMA DE COMBUSTÃO DOS GASES DE GASIFICAÇÃO

O sistema de combustão dos gases de gasificação (Z, Figura 3-1) consiste principalmente num queimador que tem como objetivo a eliminação dos poluentes prejudiciais a saúde e ao ambiente presentes no gás produzido, como CO, CH₄, C₂H₄ e alcatrões. Esta eliminação dos poluentes presentes no gás produzido é efetuada através da queima desse gás de modo a que o produto dessa queima seja maioritariamente CO₂ e H₂O e possa ser libertado para a atmosfera de forma mais segura sem prejudicar a qualidade do ar exterior durante a realização das experiências de gasificação.

Após a exaustão os gases do reator passam num queimador com uma fonte de ignição (queimador a gás) que atua sempre que necessário iniciar o processo de combustão do gás produzido. Injeta-se também ar comprimido no interior do queimador de modo a promover condições de mistura adequadas e melhorar o fluxo e combustão do gás.

Como a necessidade estequiométrica de ar para suportar a queima do gás é maior que a quantidade de ar fornecido pela injeção do ar comprimido, existem três aberturas no queimador (Figura 3-7-a)) para satisfazer as necessidades de ar e favorecer uma combustão completa do gás.

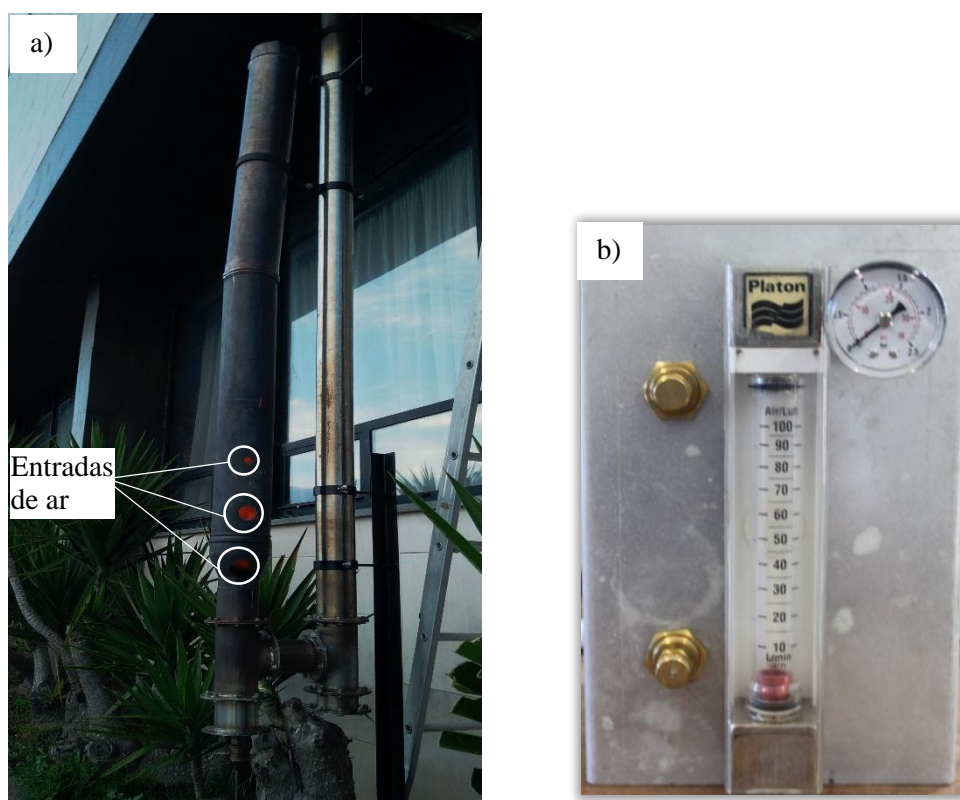


Figura 3-7 – (a) Queimador de gás em operação, com foco nas 3 aberturas circulares para admissão de ar atmosférico e (b) sistema de controlo da pressão e do caudal de ar introduzido no injetor do queimador de gás.

4 PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL

O funcionamento do reator de leito fluidizado em cada uma das experiências efetuados pode ser dividido em três fases. Numa primeira fase efetua-se o aquecimento do reator com auxílio de um forno elétrico para aquecimento do ar primário e com um queimador a propano inserido no interior do reator.

Quando a temperatura do leito se encontra suficientemente elevada para que ocorra a autoignição da biomassa, passa-se para a segunda fase, onde é adicionada biomassa para um regime de combustão e desligado o queimador a propano.

A terceira e última fase ocorre quando o leito atinge uma temperatura de aproximadamente 800°C e se aumenta a alimentação de biomassa de modo a passar o reator para um regime de gasificação. Nesta última fase do funcionamento do reator a combustão parcial de biomassa torna o reator auto-térmico e mantém a temperatura do leito entre os 750 e 850°C.

No reator foi inserido um caudal de ar primário de 200 L/min (PTN) o que permite garantir que a velocidade de fluidização se encontra entre 0,28 e 0,30 m/s, sendo neste caso 3 vezes superior a velocidade mínima de fluidização e permitindo estabelecer um regime borbulhante [31]. Como o caudal de ar é contante ao longo de todas as experiências as diferentes razões de equivalência são conseguidas através da variação do caudal de biomassa. Foi ainda introduzido, em algumas das experiências um caudal de ar secundário de 40 L/min (PTN), com o intuito de estudar o efeito da introdução de ar secundário sobre a qualidade do gás.

A alimentação de biomassa é controlada através de retas de calibração para os diferentes motores, parafusos sem-fim e tipos de alimentação. Apesar da calibração efetuada, o cálculo final do caudal de biomassa foi efetuado tendo em conta a quantidade de biomassa colocada nos silos de alimentação e o tempo de operação do reator.

O controlo da temperatura do leito é efetuado manualmente através de 8 sondas refrigeradas colocadas ao nível do leito, que de acordo com área exposta no interior, permitem regular a mesma para os valores desejáveis.

A amostragem do gás é efetuada através de sondas colocadas na exaustão e acima da superfície do leito e através de duas linhas aquecidas a 350°C; posteriormente o gás é arrefecido em 4 borbulhadores em série colocados num banho de água líquida em equilíbrio com gelo, a pressão atmosférica, para a remoção da humidade e dos alcatrões.

Seguidamente o gás passa por uma bomba de amostragem, posteriormente por dois condensadores em U mergulhados em água e gelo, para a remoção de alguma humidade residual,

seguido por um filtro, para remoção de partículas e por um rotâmetro para o controlo do caudal. Normalmente, coloca-se um *plug* de algodão nos tubos de silicone que conectam os borbulhadores para forçar a aglomeração de alcatrões e facilitar a sua condensação e remoção.

Após condicionamento do gás, este segue para um analisador *on-line* (GMS-810 SICK) e é amostrado em sacos apropriados para o efeito. O gás amostrado é posteriormente analisado num cromatógrafo para determinação da concentração de H_2 e N_2 .

O analisador SICK é utilizado para determinar as concentrações de CO , CO_2 , CH_4 e C_2H_4 . A amostragem em sacos é iniciada quando são atingidas condições estacionárias de operação de gasificação, isto é, quando a temperatura no sistema reativo ou na composição do gás produzido atingem condições estacionárias.

4.1 MATERIAIS E MÉTODOS

Nas diferentes experiências de gasificação foram utilizados 2 tipos diferentes de biomassa, pellets de pinheiro, comercializados pela empresa Pinewells, S.A e destrozado de pinheiro (Figura 4-1).

Durante essas experiências foram caracterizadas diversas condições de operação, nomeadamente a alimentação de biomassa, a RE, a temperatura ao longo do reator e a composição do gás (H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , C_2H_4 e N_2).



Figura 4-1 – Biomassa utilizada nas experiencias de gasificação.

As características da biomassa, no caso, os pellets em termos de conteúdo de humidade, de carbono e de cinzas, assim como a composição química foram analisadas em outro trabalho [45].

No caso da biomassa residual derivada da trituração de pinheiro, a estilha, a caracterização deste foi retirada de um outro trabalho do grupo [46], e a humidade foi caracterizada durante o trabalho laboratorial e esta representada na Tabela 4-1.

Tabela 4-1 – Características da biomassa utilizada nas experiências de gasificação.

Análise próxima	Pellets	Estilha
	(%_{m/m}, btq)	
Humidade	4,60%	10,17%
	(%_{m/m}, bs)	
Matéria volátil	82,30%	71,10%
Carbono fixo (por diferença)	17,40%	16,80%
Cinzas	0,30%	1,10%
Análise elementar	(%_{m/m}, bs)	
C	47,50%	50,80%
H	6,20%	6,50%
N	0,09%	0,25%
S	nd	nd
O (por diferença)	45,89%	41,25%
Poder calorífico inferior [MJ/kg] (bs)	18	18,5

nd- não determinado, inferior ao limite de deteção (100 ppm % m/m)

Para o controlo da alimentação foram feitas diversas calibrações para os diferentes tipos de alimentação e também para parafusos sem fim diferentes. Essas calibrações foram efetuadas através da variação do indicador no Dinverter e pesando a biomassa alimentada durante um intervalo de tempo controlado para obter o caudal, como se pode verificar nas Figura 4-2, Figura 4-3 e Figura 4-4 de acordo com a rotação dos parafusos o caudal de alimentação pode ser representado pelo padrão linear descrito pela equação 1. Nessas figuras encontram-se também representados os valores médios dos caudais de alimentação de biomassa registados nas diferentes experiências efetuadas e o caudal

$$Q \left[\frac{\text{kg biomassa}}{\text{h}} \right] = a_0 + a_1 \times F(\text{ind}) \quad (\text{Equação 1})$$

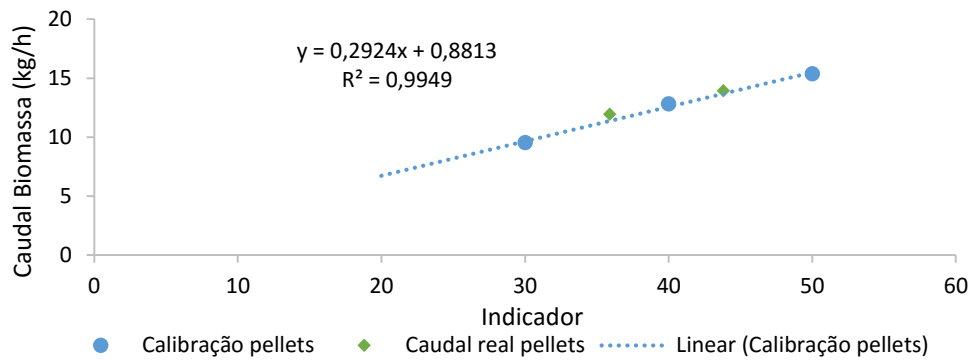


Figura 4-2- Calibração pellets de pinheiro motor 0,18kW com parafuso sem fim de veio com maior diâmetro.

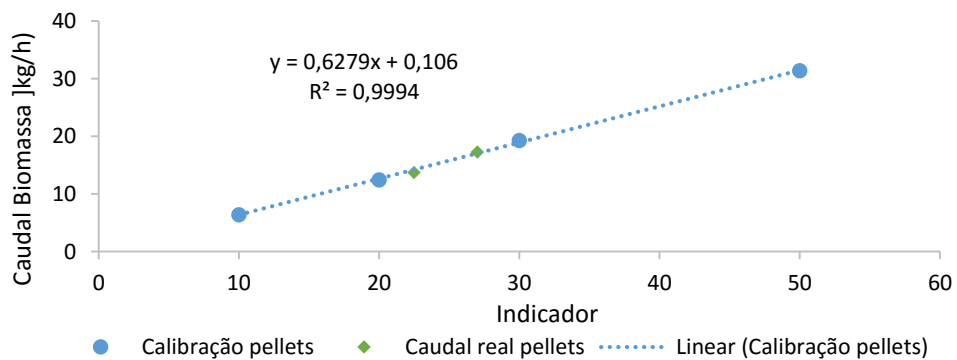


Figura 4-3- Calibração pellets de pinheiro motor 0,18kW com parafuso sem fim de veio com menor diâmetro.

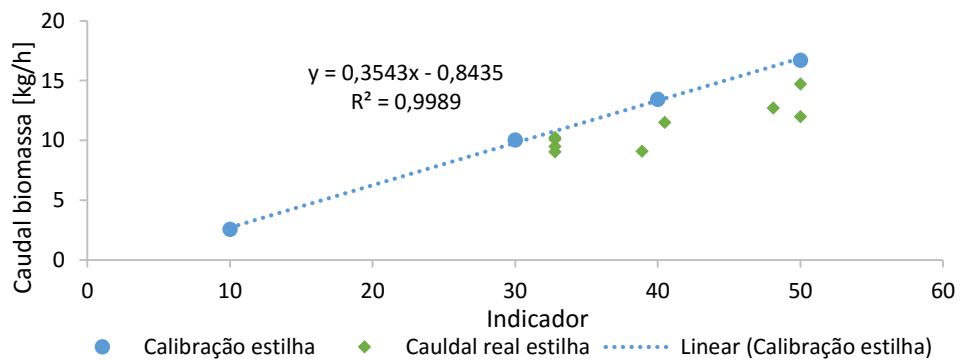


Figura 4-4- Calibração estilha de pinheiro motor 0,18kW com parafuso sem fim de veio com menor diâmetro.

As amostragens do gás foram efetuadas em dois sítios diferentes (na exaustão e acima do leito) e foram variadas as condições de operação (RE e adição de caudal de ar secundário) do reator para comparação dos resultados.

4.2 MANUTENÇÃO

No início das experiências, assim como após cada experiência de gasificação, foi efetuada manutenção dos equipamentos, mais especificamente o sistema reativo, o queimador, e quando necessário os sistemas de refrigeração e as linhas aquecidas para amostragem de gás.

A manutenção do sistema reativo consistiu principalmente na limpeza e recolha do material acumulado no interior, como as cinzas assim como nas tubagens da exaustão. Nas sondas de refrigeração colocadas no leito além da limpeza das mesmas, foi também verificado o estado dos filtros de cerablanket colocados na ponta, e quando necessário efetuado a troca dos mesmos. No caso das sondas de monitorização de temperatura e pressão, o procedimento foi idêntico, mas verificou-se também o estado de funcionamento do termopar.

O queimador do gás produzido foi desmontado, e tal como no caso do reator de leito fluidizado foi efetuada a limpeza e recolha do material volante.

No caso dos sistemas de refrigeração, apesar da utilização de água destilada e de filtros, como a torre de refrigeração está exposta ao ar e as partículas existentes no mesmo, por vezes verificavam-se entupimentos parciais nas sondas que inibiam a circulação da água e era necessário proceder a sua limpeza com ar comprimido em circuito contrário. Verificavam-se também os filtros da água e procede-se a sua limpeza.

As linhas aquecidas de amostragem foram limpas antes das experiências de gasificação passando, com o auxílio de ar comprimido, acetona no interior das mesmas para a remoção do material acumulado no interior, e durante as experiências efetuou-se uma purga com ar e com a linha ainda aquecida (300-350°C) ao fim de cada experiência

Adicionalmente, devido a presença de cinzas no leito, efetua-se a recolha deste e a limpeza dos silos e posteriormente após crivagem de areia com diâmetro abaixo de 1000µm o leito é repostado.

Além da manutenção e limpeza do reator é também efetuada a limpeza dos sacos de amostragem utilizados para a recolha e análise do gás produzido. Para a limpeza dos sacos efetua-se uma purga com Hélio e para assegurar a inexistência de contaminações analisa-se o seu conteúdo novamente no cromatógrafo.

4.3 METODOLOGIAS DE CÁLCULO

4.3.1 CAUDAL DE BIOMASSA

Para a determinação do caudal de biomassa foi considerado o caudal de ar fornecido, que consiste em um valor imposto de 200 L PTN/min de forma a proporcionar um regime de fluidização borbulhante. A necessidade de ar estequiométrico é obtida através das equações 2 e 3 de acordo com as características da biomassa e a RE consiste num valor pré-estabelecido.

$$W_s = 32 \times \left(\sum \left(Y_{s,j} \times \frac{W_{jR}}{M_j} \right) - \frac{W_{OR}}{M_{O_2}} \right) \quad (\text{Equação 2})$$

j = elemento químico (C, H)

$$W_{sA} = W_s \times \left(1 + 3.76 \times \frac{M_{N_2}}{M_{O_2}} + 7.66 \times W_{VA} \times \frac{M_{H_2O}}{M_{O_2}} \right) \quad (\text{Equação 3})$$

$$RE = \frac{\text{Ar fornecido}}{\text{Ar estequiométrico}} \quad (\text{Equação 4})$$

$$\dot{m}_{\text{biomassa bs}} = \frac{\text{Ar fornecido}}{W_{sA} \times RE} \quad (\text{Equação 5})$$

Sabendo a quantidade de ar fornecido, a necessidade estequiométrica de ar e a RE esperada calcula-se o caudal de biomassa necessário.

4.3.2 PODER CALORIFICO INFERIOR (PCI)

O poder calorifico inferior do gás produzido é calculado através das concentrações das espécies combustíveis (CO, CH₄, C₂H₄ e H₂) presentes no gás produzido e dos respectivos poderes caloríficos. Os valores do PCI para os diferentes constituintes do gás encontram-se na Tabela 4-2.

Tabela 4-2- Valores de poder calorifico inferior (PCI) dos diferentes constituintes do gás produzido (adaptado de [47]).

PCI [KJ/kg]			
H ₂	CO	CH ₄	C ₂ H ₄
120,0	10,1	50,1	40,1

$$PCI_m = \frac{\sum y_{jG} \times M_j \times PCI_j}{\sum y_{jG} \times M_j} \quad (\text{Equação 6})$$

j = espécie química (CO, CH₄, H₂, C₂H₄)

4.3.3 CAUDAL VOLUMÉTRICO DE GÁS SECO (G_v)

O caudal volumétrico de gás seco (G_v) é calculado através de um balanço ao mássico ao azoto, sendo isto possível assumindo que a temperatura de operação do reator este não sofre alterações, sendo considerado assim inerte. Assumindo então que todo o azoto inserido no reator tanto no ar injetado como na biomassa (equações 8, 9 e 10) é possível calcular o caudal molar de azoto na saída através da equação 11, sendo este posteriormente convertível através da equação dos gases perfeitos.

$$q\dot{m}_{N-N_2} = Y_{N_2-gás} \times M_N \times v_{N-N_2} \quad (\text{Equação 7})$$

$$\dot{m}_{N-ar} = G_{n-ar} \times Y_{N_2-ar} \times M_N \times v_{N-N_2} \quad (\text{Equação 8})$$

$$\dot{m}_{N-biomassa} = W_{NR} \times \dot{m}_{biomassa\ bs} \quad (\text{Equação 9})$$

$$\dot{m}_{N-gás} = \dot{m}_{N-biomassa} + \dot{m}_{N-ar} \quad (\text{Equação 10})$$

$$G_{n_{gas\ seco}} = \frac{\dot{m}_{N-gás}}{q\dot{m}_N} \quad (\text{Equação 11})$$

4.3.4 PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE GÁS SECO ($Y_{GÁS}$)

A produção específica de gás fornece uma razão entre a quantidade de gás produzido e o caudal de biomassa, e é determinado com base no caudal volumétrico obtido pelo balanço mássico ao azoto e o caudal mássico de biomassa introduzido no reator (equação 12)

$$Y_{gás} = \frac{\dot{G}_v}{\dot{m}_{biomassa\ bs}} \quad (\text{Equação 12})$$

4.3.5 EFICIÊNCIA DA CONVERSÃO DE CARBONO (ECC)

A eficiência da conversão de carbono define-se como a razão entre a massa de carbono presente no gás produzido e a massa de carbono presente na biomassa. Esta eficiência indica a fração de carbono presente na biomassa que foi convertido em gás durante o processo de gasificação.

Na determinação da ECC considerou-se que todo o carbono no gás se encontra na forma de CO_2 , CO , CH_4 e C_2H_4 , e assim determinou-se a quantidade de carbono no gás produzido através da equação 13. Posteriormente obteve-se a ECC através da equação 14.

$$q\dot{m}_C = q\dot{m}_{C-CO_2} + q\dot{m}_{C-CH_4} + q\dot{m}_{C-C_2H_4} + q\dot{m}_{C-CO} \quad (\text{Equação 13})$$

$$ECC [\%] = \left(1 - \frac{W_{CR} - (q\dot{m}_C \times \frac{Gn_{gás\ seco}}{\dot{m}_{biomassa\ bs}})}{W_{CR}}\right) \times 100 \quad \text{(Equação 14)}$$

4.3.6 EFICIÊNCIA DO GÁS ARREFECIDO (EGA)

A EGA é um dos critérios mais importantes para avaliar a qualidade do gás produzido. Pode ser definida como a razão entre a energia presente no combustível utilizado e a energia presente no gás produzido através desse combustível.[48];[49]. E determina-se através da equação 15.

$$EGA [\%] = \frac{\dot{G}_v \times PCI_v}{\dot{m}_{biomassa\ bs} \times PCI_{biomassa\ bs}} \quad \text{(Equação 15)}$$

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados apresentados nesta secção são indicativos do processo de gasificação e incluem informação relativa ao mesmo como o caudal de alimentação e RE empregues, funcionamento do reator de LFB à escala piloto e perfis de temperatura, assim como informação relativa a qualidade do gás produzido e eficiência do processo de gasificação, como a composição do gás (CO , CO_2 , CH_4 , C_2H_4 , N_2 e H_2), PCI, $Y_{\text{gás}}$, ECC e EGA, condições de aglomeração/desfluidização do leito.

Durante o trabalho laboratorial foram efetuadas um total de 8 experiências diferentes nas quais se variou o tipo de alimentação, o caudal de alimentação, a RE e também a injeção de um caudal de ar secundário em algumas dessas experiências (ver Tabela 5-1).

Tabela 5-1 – Nomenclatura e condições de operação das diferentes experiências realizadas.

Código	Descrição	RE	$\dot{m}_{\text{biomassa}}$ [kg _{btq} /h]	Temperatura média do leito [°C]
PL1	Alimentação de Pellets	0,23	11,93	793
PL2	Alimentação de Pellets com injeção de ar secundário	0,23	13,94	796
PL3	Alimentação de Pellets	0,20	13,75	828
ST1	Alimentação de estilha	0,29	8,33	824
ST2	Alimentação de estilha com injeção de ar secundário	0,27	10,94	817
ST3	Alimentação de estilha	0,21	11,51	798
ST4	Alimentação de estilha com injeção de ar secundário	0,21	13,97	804
ST5	Alimentação de estilha	0,16	14,72	810

5.1 PERFIS DE TEMPERATURA

A temperatura do reator é um dos parâmetros operatórios de maior importância para o controlo do processo de gasificação. A análise da evolução da temperatura permite avaliação e controlo do funcionamento do reator, assim como identificação das condições de operação para a produção de um gás de gasificação com melhor qualidade. Nesta secção são apresentados os diversos perfis de temperatura durante a operação do reator, assim como alguns dos problemas detetados durante a operação do mesmo.

5.1.1 PERFIL DE TEMPERATURA AO LONGO DO TEMPO

Durante todas as experiências de gasificação realizadas o perfil de temperatura ao longo do tempo encontrava-se idêntico aos perfis apresentados abaixo (Figura 5-1), de acordo com o tipo de alimentação utilizada e/ou com a utilização da injeção de ar secundário. Isto permite constatar que o

reator consegue manter uma temperatura razoavelmente constante durante toda a amostragem, podendo assim considerar que as condições de operação se encontravam estáveis.

Nas experiências com pellets é possível visualizar que existem pequenas e repetitivas variações nas sondas T-2 e T-3. Estas variações ocorrem durante as experiências devido ao movimento das sondas de controlo da temperatura do leito com o intuito de que esta não se afaste muito dos 750 a 850°C. No caso das variações da temperatura das sondas T-2 e T-3 das experiências alimentadas por estilha de pinheiro as variações são mais acentuadas pois estas estão não só associadas a movimentação das sondas de refrigeração, mas também a não uniformidade da alimentação.

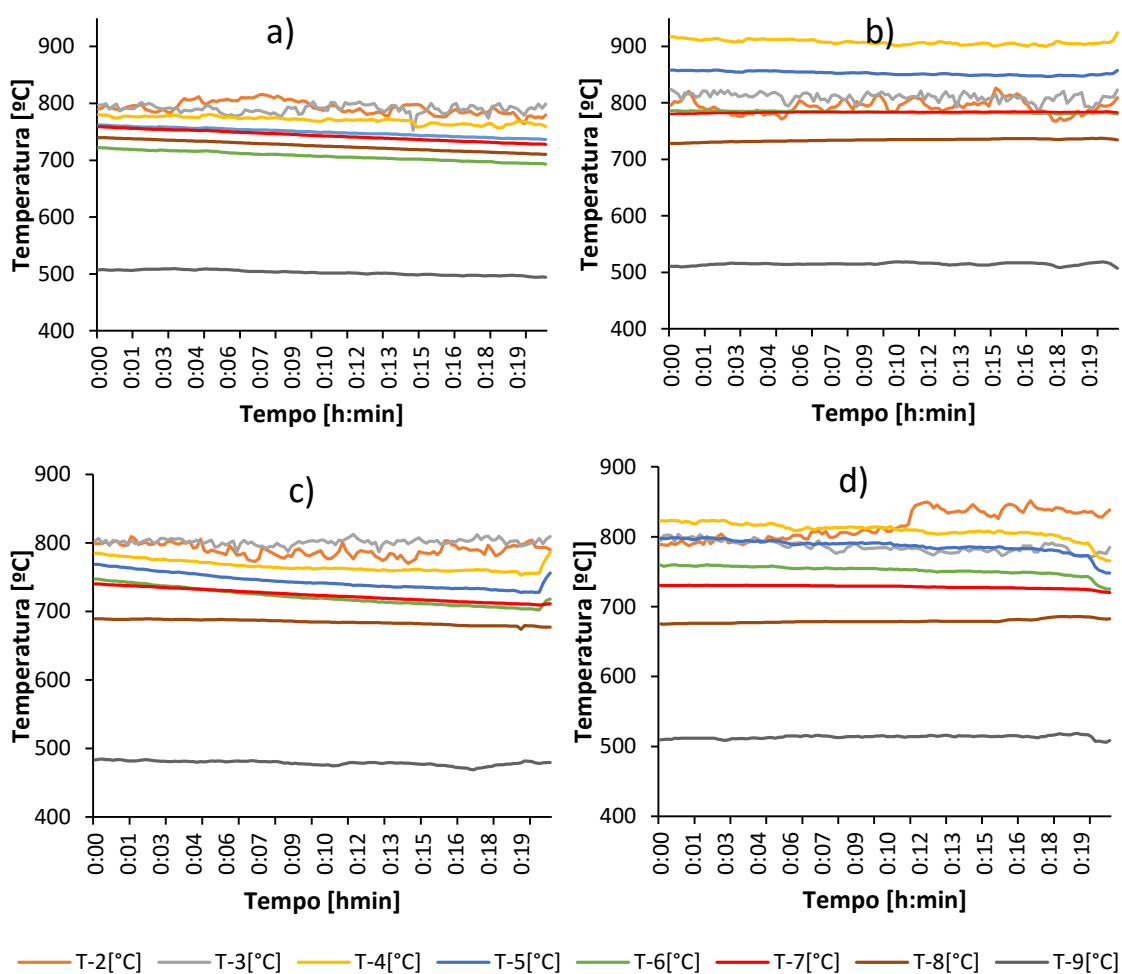


Figura 5-1 - Perfil de temperatura ao longo do tempo; a) PL1; b) (PL2); c) (ST3); d) (ST4). Localização dos pontos de monitorização da temperatura de acordo com a Figura 3-1.

Na análise da Figura 5-1 é possível verificar também a influencia da injeção de ar secundário, quando comparados os gráficos a) e b) e também os gráficos c) e d) consegue-se verificar um aumento significativo das temperaturas na zona das sondas T-4, T-5 e T-6 devido a oxidação do gás através do oxigénio presente no ar injetado a altura da sonda T-4.

Na Figura 5-2 é possível verificar também o aumento da temperatura como consequência da injeção de ar secundário e, para além disso consegue-se identificar o momento de alteração das condições de operação (15:15 h) do reator e obter uma melhor análise da variação de todas temperaturas ao longo do reator. Nessa figura consegue-se verificar que apesar do aumento do caudal de alimentação, para manter a mesma RE da experiência, a temperatura do leito (T-2 e T-3) mantém-se constante enquanto que todas as outras temperaturas aumentam mesmo que seja apenas ligeiramente.

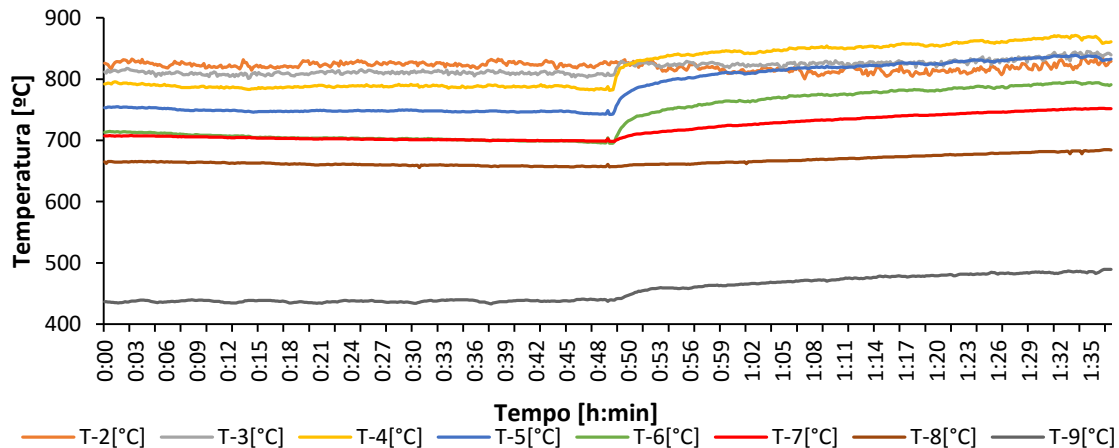


Figura 5-2 -Perfil de temperatura ao longo do tempo de duas experiências de gasificação (PL1 até as 00:49 h e PL2 a partir das 00:49 h).

5.1.2 PERFIL VERTICAL DE TEMPERATURA

No perfil vertical de temperatura é possível investigar o que acontece dentro do reator durante o processo de gasificação. Analisando a Figura 5-3 consegue-se verificar que a temperatura diminui ao longo de todo o leito, sendo que o local com temperatura mais elevada é o leito. Este perfil decrescente de temperatura deve-se às reações que decorrem dentro do reator, ou seja, como a oxidação da alimentação (reações exotérmicas) se dá maioritariamente ao nível do leito, pois é o local onde existe maior teor de oxigénio, é também nesse local que existe maior produção de energia. Na restante extensão do reator (*freeboard*) as reações que tomam lugar são maioritariamente endotérmicas e daí o consumo da energia térmica produzida ao nível do leito e consequentemente a diminuição da temperatura ao longo da extensão do reator.

Ainda de acordo com a análise da Figura 5-3, observa-se que não existem variações significativas na temperatura do reator entre as diferentes experiências com pellets e com estilha de pinheiro. Contudo, nas experiências com pellets, registavam-se temperaturas mais elevadas na zona do leito, e como é possível verificar na imagem a experiências PL1 e PL3 apresentam temperaturas ligeiramente superiores em alguns locais do reator.

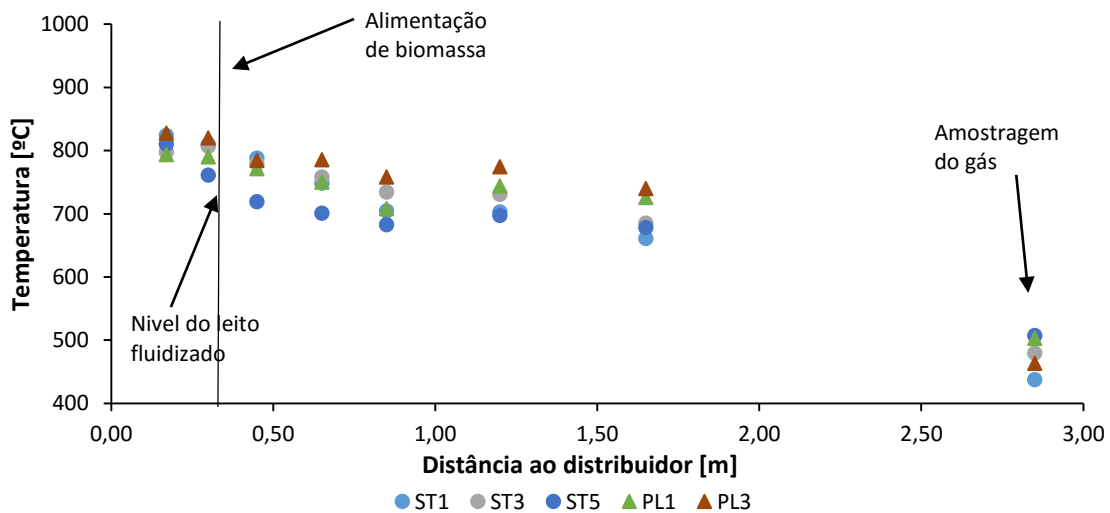


Figura 5-3 - Perfil vertical de temperatura das experiências de gasificação sem injeção de ar secundário.

No caso das experiências realizadas com a injeção de ar secundário o perfil vertical da temperatura é ligeiramente diferente ao das restantes. Como se pode verificar nos perfis de temperatura das experiências ilustradas na Figura 5-4 em comparação com os perfis ilustrados na Figura 5-3, existe um aumento substancial da temperatura do *freeboard* na zona posterior a injeção do ar secundário, sendo esta subida de temperatura é mais notória na experiência realizada com pellets. Como já referido na secção 5.1.1 este aumento deve-se oxidação do gás através do oxigénio presente no ar injetado e a energia térmica produzida.

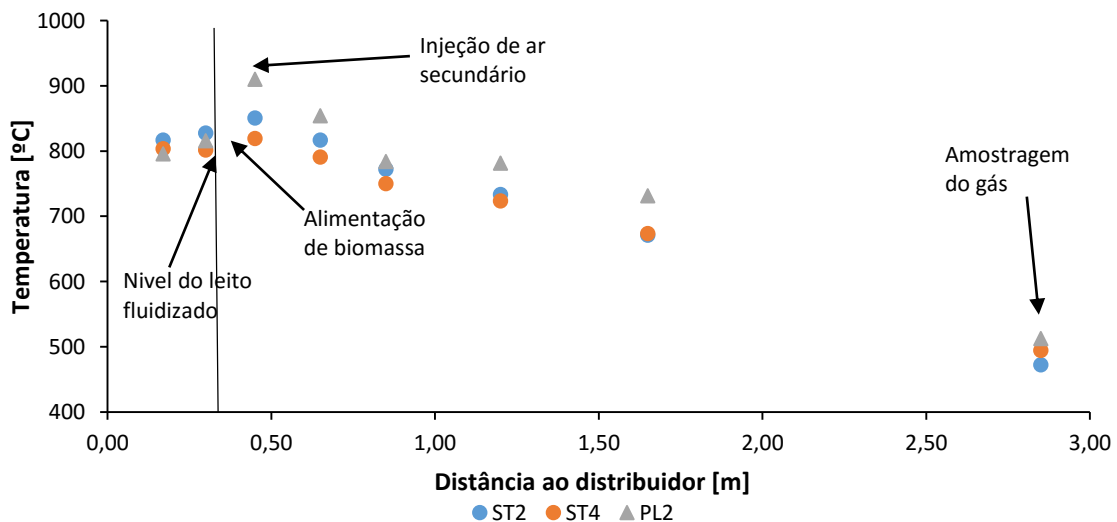


Figura 5-4 - Perfil vertical de temperatura das experiências de gasificação com injeção de ar secundário.

5.2 CARACTERÍSTICAS DO GÁS PRODUZIDO

Nesta secção analisa-se a composição do gás seco produzido e o PCI nas diferentes experiências de gasificação. Com isso procura-se averiguar a influencia dos diferentes parâmetros operatórios e identificar as condições que permitem a produção de um gás com melhor qualidade.

5.2.1 COMPOSIÇÃO DO GÁS SECO

Os perfis de composição do gás seco durante as amostragens representados na Figura 5-5 são referentes a duas experiências de gasificação com diferentes alimentações e permite observar que as concentrações das diferentes espécies gasosas se encontram relativamente constantes ao longo do tempo, permitindo por isso assumir a existência de condições estáveis de operação. Contudo, como se verificou nos perfis de temperatura no caso da experiência com estilha existem algumas flutuações das concentrações dos gases que estão relacionadas com a não uniformidade da alimentação.

Os restantes perfis de composição de gás das outras experiências podem ser consultados no anexo A.

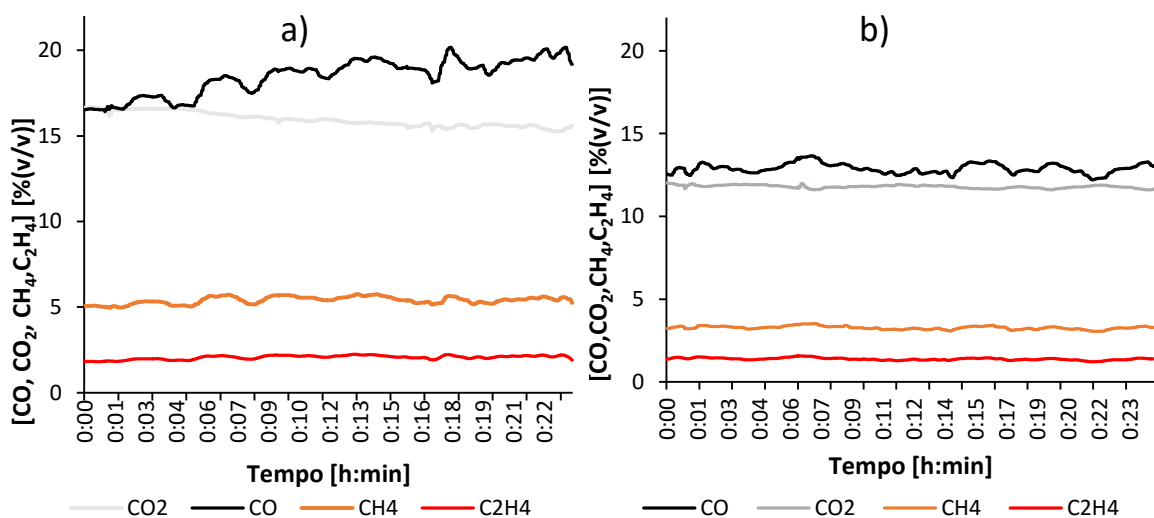


Figura 5-5 – Perfil típico de composição do gás seco (CO, CO₂, CH₄, C₂H₄) durante duas experiências de gasificação (a) experiência com pellets; b) experiência com estilha de pinheiro.

Na composição do gás seco produzido, para RE entre 0.16 e 0.29, verificou-se que em quase todas as amostragens os componentes gasosos mais abundantes, excluindo o N₂, foram o CO e CO₂, respetivamente, seguidos do H₂, CH₄ e C₂H₄ por ordem decrescente de abundancia, com exceção da experiência ST1 onde o teor de CO₂ é superior ao ter CO. A composição do gás, em termos volumétricos, encontrou-se entre 11,9 a 18,5% v para o CO, 10,3 e 16,0% v para o CO₂, 4,8 e 10,3% v para o H₂, 3,2 e 5,4% v para o CH₄, e 1,3 e 2,1% v para o C₂H₄ (ver Figura 5-6).

Continuando a análise da Figura 5-6 verifica-se ainda que as experiências realizadas com pellets apresentavam concentrações de gases de gasificação ligeiramente superiores e como consequência o teor de N_2 também se encontrava ligeiramente inferior.

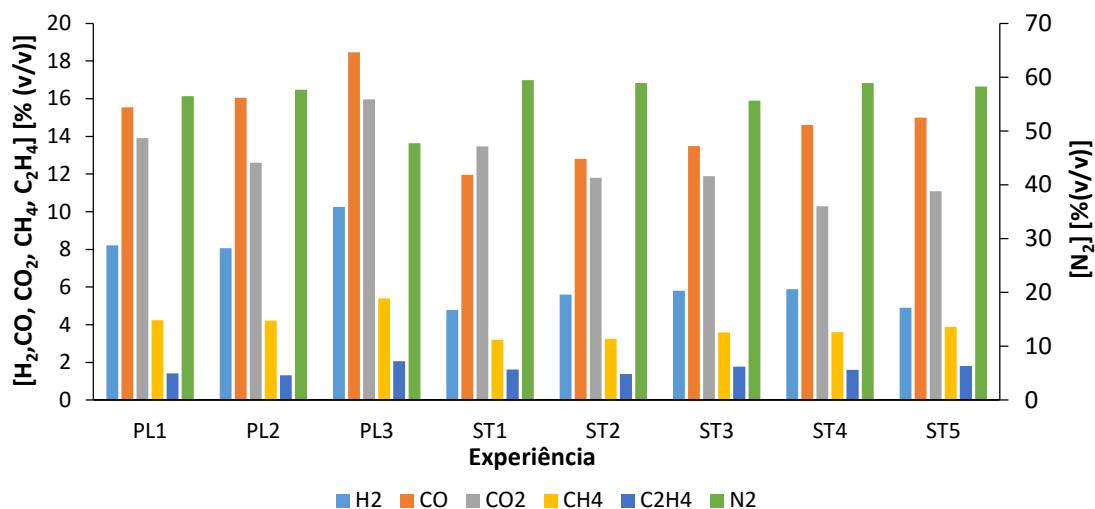


Figura 5-6- Composição do gás seco produzido nas várias experiências.

Na análise das Figura 5-6 e Figura 5-7 verificou-se que as concentrações mais elevadas de todos os componentes do gás com exceção do N_2 foram observadas na experiência PL3 e também uma tendência para a existência de concentrações mais elevadas para RE mais baixas quando comparadas as experiências sem injeção de ar secundário.

Para RE parecidas, a composição do gás produzido pela gasificação de pellets contém concentrações mais elevadas de CO , CO_2 , H_2 e CH_4 , do que nas experiências com estilha.

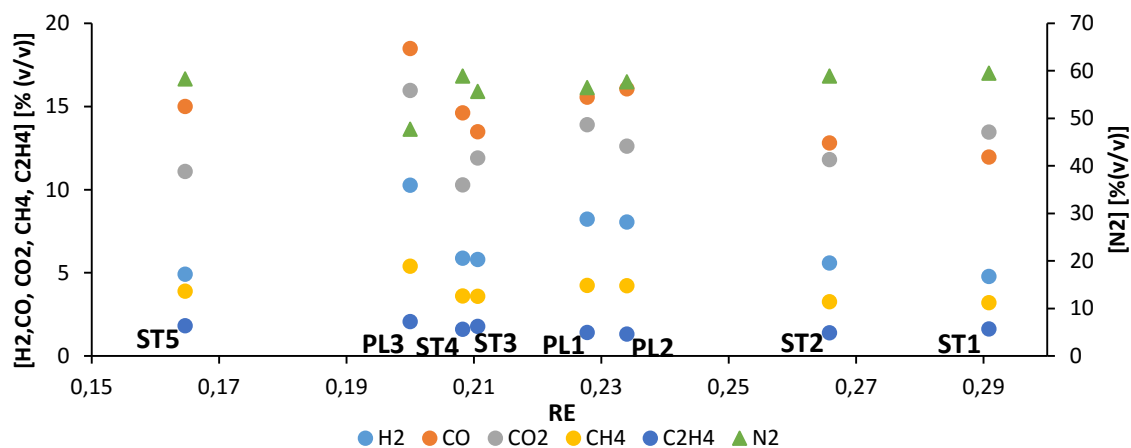


Figura 5-7 — Composição do gás produzido (CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , C_2H_4 e N_2) vs Razão de equivalência (RE) em nas várias experiências.

Numa análise mais particular da Figura 5-7 é possível analisar a influência da injeção de ar secundário na composição do gás através da análise das experiências PL1 e PL2. Nesta comparação

pode-se verificar que existe um aumento pouco acentuado da concentração de CO e uma diminuição da concentração de CO₂, no entanto as concentrações de CH₄, C₂H₄ e H₂ não sofrem alterações significativas. Além disso é também importante referir a concentração do N₂ que como esperado, devido a adição de ar, também aumentou e torna o gás mais diluído.

Continuando a análise da Figura 5-7 e comparando as experiências ST1 e ST2, assim como ST3 e ST4 é possível verificar a influencia da injeção de ar secundário na composição do produzido pela gasificação se estilha de pinheiro. Na comparação das experiências ST3 e ST4 verifica-se, assim como nas experiências com pellets, um aumento no teor de CO e N₂, enquanto que o CO₂ diminui e os restantes não sofrem alterações muito significativas.

Nas experiências ST1 e ST2, devido a dificuldade do controlo do caudal da biomassa como resultado da falta de homogeneidade da mesma, a RE das duas deveria ser aproximadamente igual, o que não se verifica. Neste caso a variação das concentrações foi idêntico ao obtido noutras experiências, sendo que a concentração de CO e H₂ aumentaram, enquanto que a concentração de CO₂ diminuiu e nos restantes gases não existiram alterações significativas. Estes resultados poderão estar relacionados com a diferença das RE entre as duas experiências, pois como se verificou anteriormente as concentrações dos gases de gasificação tendem a diminuir com o aumento da RE.

5.2.2 *PODER CALORIFICO INFERIOR DO GÁS (PCI)*

Nas experiências de gasificação efetuadas o PCI do gás produzido encontrou-se entre 4,1 e 6,6 MJ/Nm³.bs, o valor mais elevado foi registado na experiência PL3 e o mais baixo na experiência ST1. As experiências realizadas com estilha tendencialmente apresentam um gás com menor PCI quando comparadas com as experiências realizadas com pellets (Figura 5-8)

Quanto as experiências com injeção de ar secundário em comparação com as experiências se injeção de ar secundário com RE equivalentes (PL1-PL2, ST1-ST2 e ST3-ST4) não se verificaram alterações significativas no PCI (Figura 5-8 e Figura 5-9). Mesmo tendo existindo algumas alterações na composição do gás, isto devido a maior diluição do gás no caso das experiências com injeção de ar secundário, ou seja, devido ao teor de N₂ mais elevado presente nas mesmas.

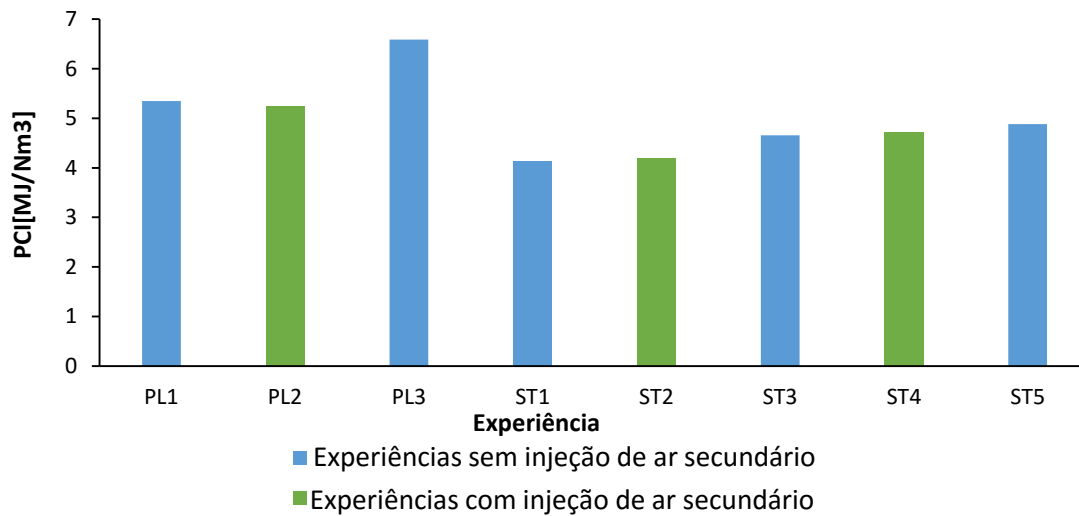


Figura 5-8 – Poder calorífico inferior (PCI) do gás produzido nas diversas experiências realizadas.

Na comparação entre o PCI e a RE verificou-se um aumento do PCI para as RE mais baixas durante a utilização dos dois tipos de alimentação, sendo este fenómeno mais notável para as experiências alimentadas por pellets (Figura 5-9.)

Na Figura 5-9, quando comparados os dois tipos de alimentação com RE idênticas, verificou-se que o gás produzido por a gasificação de pellets apresentava um PCI superior ao gás produzido pela gasificação de estilha. Estes valores estão de acordo com o abordado na composição do gás dado que as experiencias de gasificação de pellets apresentavam teores mais elevados de CO e H₂ e também teores ligeiramente mais baixos de N₂, o que leva a uma menor diluição do gás.

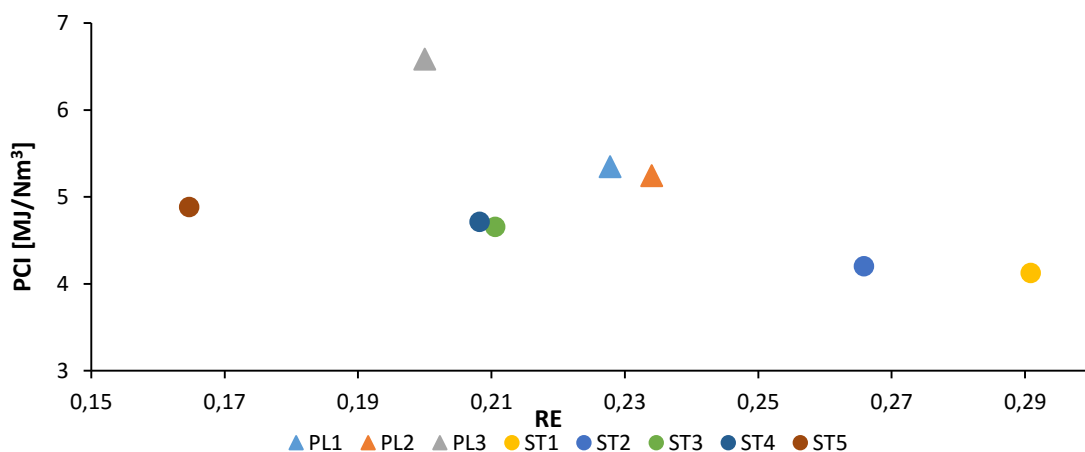


Figura 5-9 – Poder calorífico inferior (PCI) do gás produzido vs Razão de equivalência (RE), para as diversas experiências realizadas.

5.3 PARÂMETROS DE EFICIÊNCIA DO PROCESSO DE GASIFICAÇÃO

Nesta secção apresentam-se o parâmetro de eficiência do processo de gasificação ($Y_{\text{gás}}$, ECC e EGA) para as diversas experiências realizadas e analisam-se de forma a identificar os parâmetros operatórios que mais se adequam ao processo.

5.3.1 PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE GÁS SECO ($Y_{\text{GÁS}}$)

A produção específica de gás seco encontrou-se entre 1,1 e 1,9 $\text{Nm}^3\text{gás seco/kg biomassa.bs}$ sendo que o valor máximo foi obtido na experiência ST1 e o mínimo na experiência ST5, onde ambas as experiências tinham como alimentação estilha variando apenas a RE (Figura 5-10).

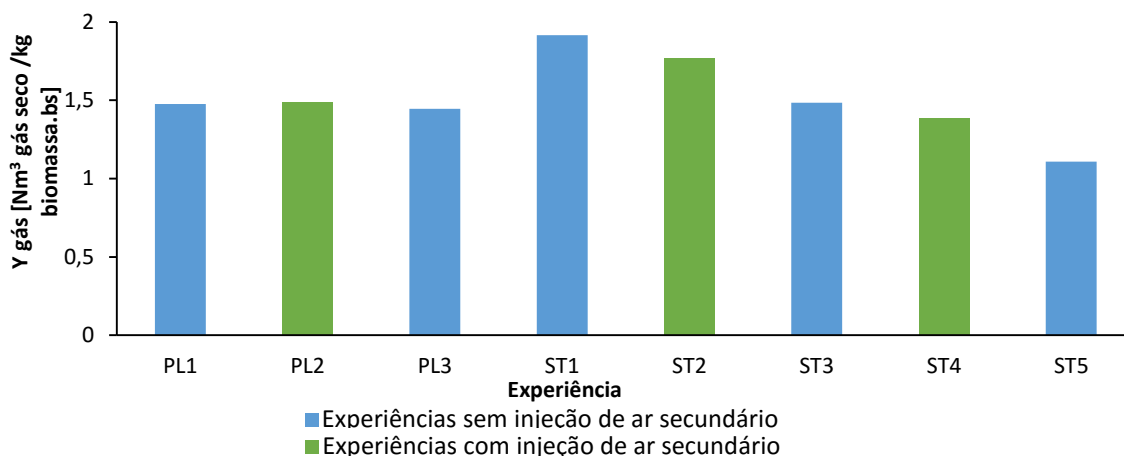


Figura 5-10 – Produção específica de gás seco ($Y_{\text{gás}}$) nas diversas experiências realizadas.

Na comparação da RE com $Y_{\text{gás}}$ (Figura 5-11) observa-se que, ao contrario da composição do e gás e do PCI, o $Y_{\text{gás}}$ tem tendência a aumentar de para RE mais elevadas, sendo isso mais visível na gasificação de estilha do que na gasificação de pellets. No caso da gasificação de pellets a RE parece não ter grande efeito na variação do $Y_{\text{gás}}$, pois em todas as experiências realizadas com pellets o valor de $Y_{\text{gás}}$ encontra-se próximo de 1,5 $\text{Nm}^3\text{gás seco/kg}_{\text{biomassa.bs}}$ sem variações significativas.

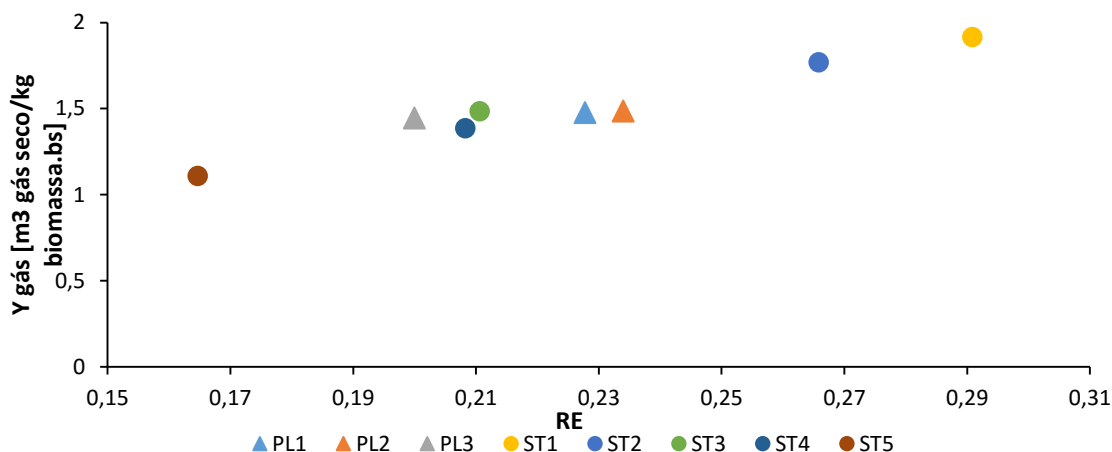


Figura 5-11 – Produção específica de gás seco ($Y_{gás}$) vs Razão de equivalência (RE) nas diversas experiências realizadas.

5.3.2 EFICIÊNCIA DA CONVERSÃO DE CARBONO (ECC)

A ECC durante todas as experiências de gasificação variou entre os 39% e os 75%, atingindo o máximo na experiência alimentada por pellets PL3 e o mínimo na experiência alimentada por estilha ST5.

Na comparação da ECC das experiências com injeção de ar secundário (PL2, ST2 e ST4) e as respectivas experiências sem adição de ar secundário (PL1, ST1 e ST3) verifica-se que a ECC tem tendência a apresentar valores mais baixos nas experiências onde existe injeção de ar secundário. (ver Figura 5-12).

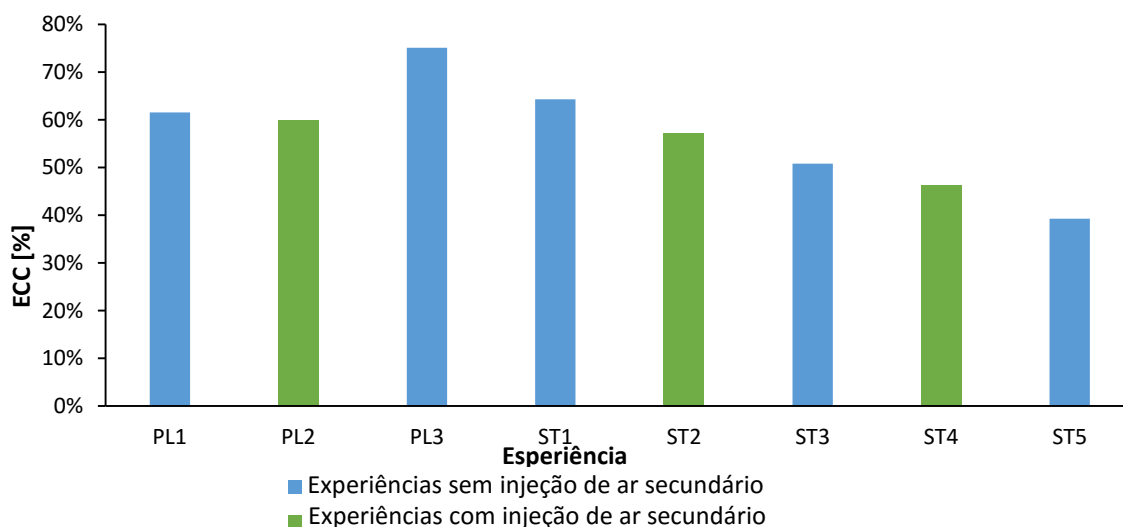


Figura 5-12 – Eficiência de conversão de carbono (ECC) nas diversas experiências realizadas.

De acordo com a Figura 5-13, no caso das experiências realizadas com pellets, a ECC aumenta com a diminuição da RE, no caso das experiências realizadas com estilha, verifica-se o oposto, a ECC é mais elevada para razões de equivalência mais elevadas.

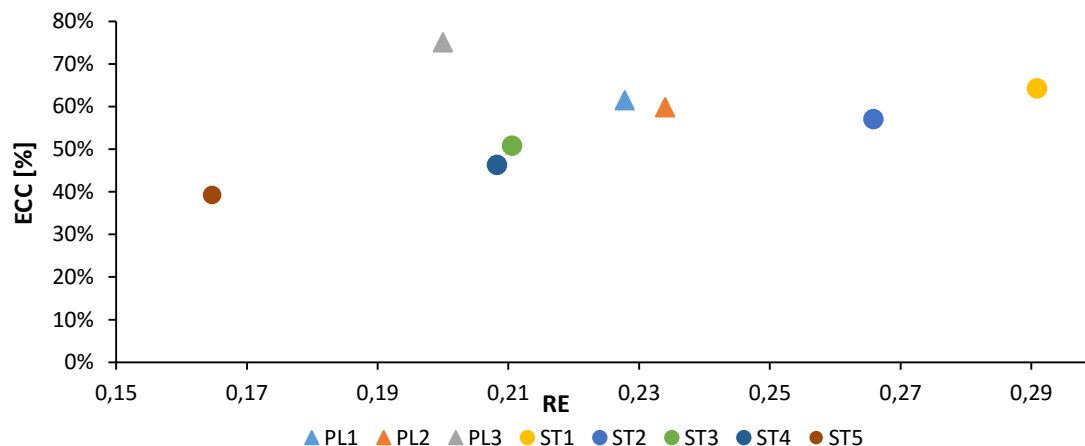


Figura 5-13 – Eficiência de conversão de carbono (ECC) vs Razão de equivalência (RE) nas diversas experiências realizadas.

5.3.3 EFICIÊNCIA DO GÁS ARREFECIDO (EGA)

A EGA encontrou-se compreendida entre 29% e 55%, onde o valor mínimo foi obtido na experiência ST5, com estilha de pinheiro, e o valor máximo na experiência ST3, com pellets, como se pode ver na Figura 5-14.

Comparando a EGA das experiências com injeção de ar secundário (PL2, ST2 e ST4) e as respetivas experiências sem adição de ar secundário (PL1, ST1 e ST3) verifica-se que a EGA tem tendência a apresentar valores inferiores nas experiências onde existe injeção de ar secundário.

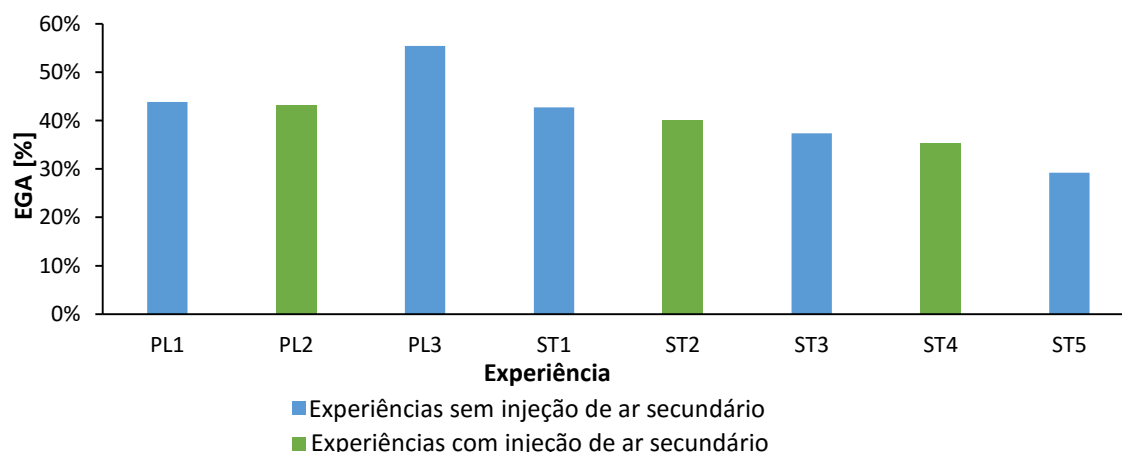


Figura 5-14 – Eficiência do gás arrefecido (EGA) nas diversas experiências realizadas.

De acordo com a Figura 5-15 a EGA varia da mesma forma que a ECC, isto é, no caso das experiências realizadas com pellets, a EGA aumenta com a diminuição da RE, no caso das experiências realizadas com estilha, verifica-se o oposto, a EEC é mais elevada para razões de equivalência mais elevadas.

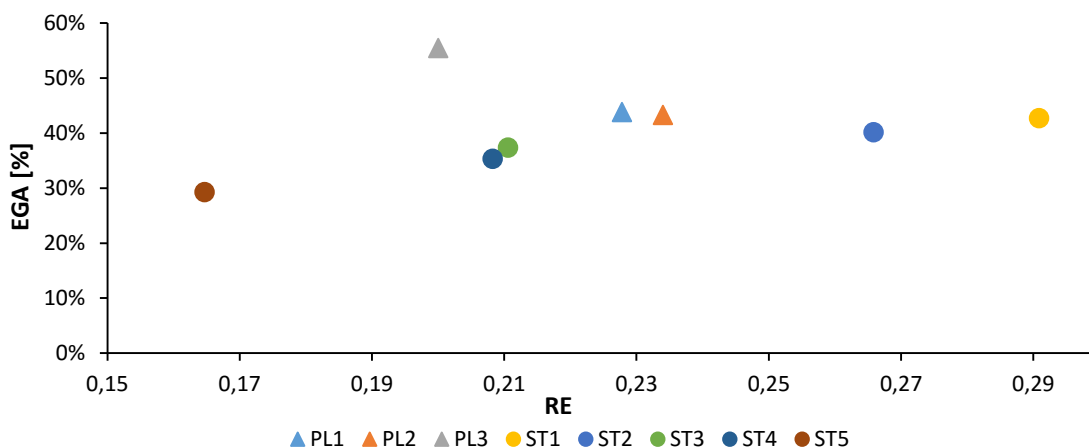


Figura 5-15 - Eficiência do gás arrefecido (EGA) vs Razão de equivalência (RE) nas diversas experiências realizadas.

5.4 AGLOMERAÇÃO E DESFLUIDIZAÇÃO DO LEITO

No decorrer de algumas das experiências de gasificação verificou-se a existência de aglomeração e posterior desfluidização do leito, sendo este fenómeno visualizado principalmente no decorrer de experiências com pellets devido a sua acumulação no leito. Durante essas experiências foram recolhidas amostras do topo do leito onde se pode verificar a acumulação de carbonizados (Figura 5-16)

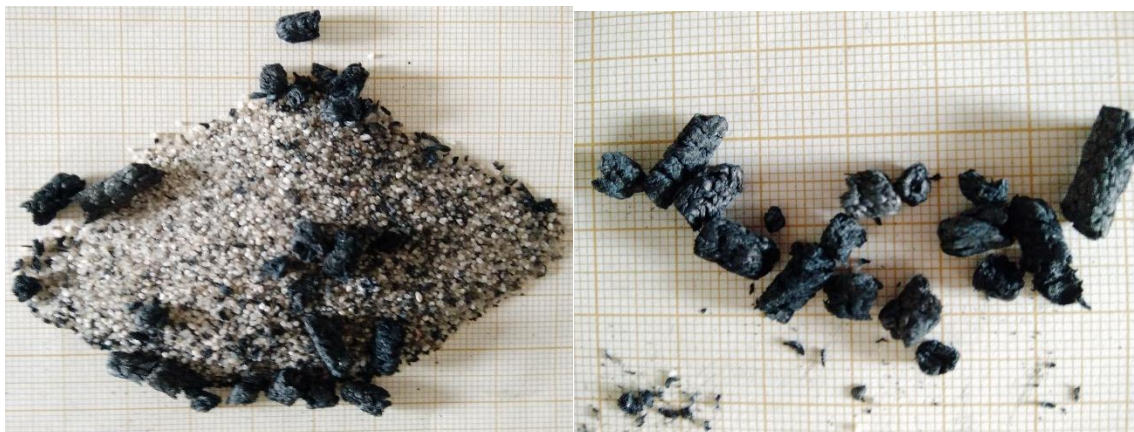


Figura 5-16 – Acumulação de carbonizados no leito.

Perante essa situação de acumulação de carbonizados no leito era necessário proceder a paragem da alimentação e aguardar para que ocorresse a sua combustão e com isso o leito voltasse a

fluidizar. Como é possível verificar na Figura 5-17 depois da paragem da alimentação, devido a queima dos carbonizados acumulados no leito as temperaturas da zona mais próxima do leito aumentaram significativamente. A partir das 18:08 o teor de carbonizados no leito diminuiu e as temperaturas começaram a diminuir, permitindo assim a continuação das experiências de gasificação.

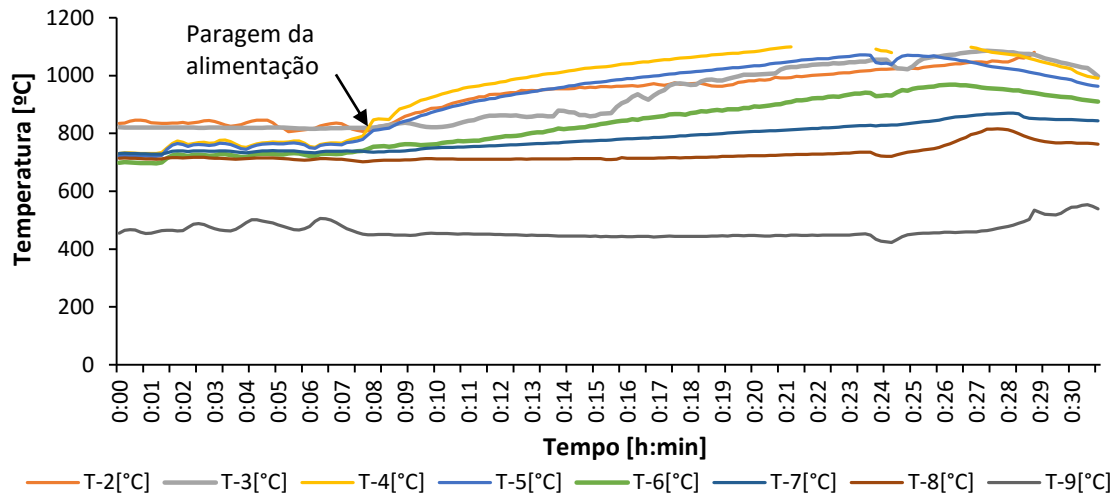


Figura 5-17 -Perfil de temperatura durante a desfluidização do leito.

6 CONCLUSÃO

Este trabalho surgiu no seguimento de outros trabalhos sobre a gasificação de biomassa com o objetivo de estudar a influencia de uma injeção de ar secundário num reator auto-térmico à escala piloto, durante a gasificação com ar de pellets de madeira e de estilha de pinheiro derivada resíduos florestais, assim como analisar a influencia das características da biomassa. Para a concretização desse objetivo foram realizadas diversas experiências com ambos os tipos de alimentação, onde se alteraram as condições operatórias do reator, principalmente a razão de equivalência, mas também a injeção de um caudal controlado de ar acima do leito, tentando manter razões de equivalência idênticas para verificar algumas alterações nas características do gás produzido.

A operação do reator decorreu com caudais de biomassa que variaram entre 8,33 e 14,72 kg.btg/h, onde a temperatura média do leito se encontrou entre 793 e 828°C. Durante essa operação foram analisados perfis de temperatura e de composição de gás, e verificando que em ambos os casos os perfis de apresentavam consideravelmente estáveis foi possível concluir, não só que o reator apresentava capacidade para efetuar estudos de gasificação de biomassa, como também que para esse propósito era possível operar em condições auto-térmicas, sem existir necessidade de recorrer a fontes de energia exteriores.

Para as razões de equivalência estabelecidas, entre 0,16 e 0,29, a composição do gás produzido, em termos volumétricos apresentou-se entre 4,8 e 10,3% H₂, 11,9 e 18,5% CO, 10,3 e 16,0% CO₂, 3,2 e 5,4% CH₄, 1,3 a 2,1% C₂H₄, com tendência para que os valores mais elevados de concentração fossem obtidos em razões de equivalência mais baixas. Na comparação dos resultados com injeção de ar secundário, para razões de equivalência idênticas, verificou-se a existência de um aumento do teor de CO que variou entre 0,5 a 1,1% e uma diminuição do teor de CO₂ entre 1,3 a 1,7%, verificando-se também em alguns casos uma subida pouco significativa do teor de H₂.

No mesmo sentido, o PCI do gás seco encontrou-se entre 4,1 e 6,6 MJ/Nm³, e assim como na composição os valores do PCI tem a aumentar com a diminuição da razão de equivalência, sendo o valor mais elevado observado na experiência realizada com pellets de madeira com uma razão de equivalência de 0,2 (PL3). Verificou-se também que o PCI do gás seco foi mais elevado no geral para as experiências realizadas com pellets de madeira, e na análise das experiências com injeção de ar secundário, apesar da existência de alterações na composição do gás, não se verificaram alterações significativas para o PCI do gás seco.

A Y_{gás} variou entre 1,1 e 1,9 Nm³/kg combustível bs, a ECC entre 39 e 75% e a EGA entre 29 e 55%. Estes três parâmetros, no caso da alimentação com estilha de pinheiro, têm tendência a aumentar para razões e equivalência superiores, já no caso da alimentação com pellets, não existirão

alterações significativas para o $Y_{\text{gás}}$, mas nos restantes parâmetros verificou-se o oposto, onde os valores foram mais elevados para razões de equivalência mais baixas.

No caso da ECC e da EGA a experiência onde se apresentaram as melhores condições, assim como no PCI, foi a experiência realizada com pellets de madeira, com uma razão de equivalência de 0,20 (PL3). Já no caso da $Y_{\text{gás}}$ a experiência que apresentou a produção específica de gás seco mais elevada foi a experiência realizada com estilha de pinheiro, com uma razão de equivalência de 0,29 (ST1). Para as experiências com injeção de ar secundário, verificou-se uma ligeira diminuição de ambos os três parâmetros ($Y_{\text{gás}}$, ECC e EGA) no caso da alimentação com estilha de pinheiro, no caso da alimentação com pellets de madeira não foram verificadas alterações significativas em nenhum dos casos.

Os resultados deste trabalho apresentam-se assim para a contribuição do desenvolvimento de mais conhecimentos sobre o processo de gasificação direta de biomassa e como mais uma forma de reconhecer a fiabilidade do processo no desenvolvimento de aplicações industriais de gasificação de biomassa residual florestal e agrícola na produção de um combustível gasoso substituto dos combustíveis fósseis gasosos atualmente utilizados.

7 BIBLIOGRAFIA

- [1] H. Long, X. Li, H. Wang, and J. Jia, "Biomass resources and their bioenergy potential estimation: A review," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 26, pp. 344–352, 2013.
- [2] S. Heidenreich and P. U. Foscolo, "New concepts in biomass gasification," *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 46, pp. 72–95, 2015.
- [3] M. Mayerhofer, S. Fendt, H. Spliethoff, and M. Gaderer, "Fluidized bed gasification of biomass - In bed investigation of gas and tar formation," *Fuel*, vol. 117, no. PARTB, pp. 1248–1255, 2014.
- [4] A. V. Bridgwater, "The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation," vol. 14, no. 5, pp. 631–653, 1995.
- [5] S. Sarker, F. Bimbela, J. L. Sánchez, and H. K. Nielsen, "Characterization and pilot scale fluidized bed gasification of herbaceous biomass: A case study on alfalfa pellets," *Energy Convers. Manag.*, vol. 91, pp. 451–458, 2015.
- [6] M. Siedlecki, W. de Jong, and A. H. M. Verkooijen, "Fluidized bed gasification as a mature and reliable technology for the production of bio-syngas and applied in the production of liquid transportation fuels-a review," *Energies*, vol. 4, no. 3, pp. 389–434, 2011.
- [7] A. C. Caputo, M. Palumbo, P. M. Pelagagge, and F. Scacchia, "Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: Effects of logistic variables," *Biomass and Bioenergy*, vol. 28, no. 1, pp. 35–51, 2005.
- [8] M. Asadullah, "Barriers of commercial power generation using biomass gasification gas: A review," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 29, pp. 201–215, 2014.
- [9] S. Luthra, S. Kumar, D. Garg, and A. Haleem, "Barriers to renewable/sustainable energy technologies adoption: Indian perspective," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 41, pp. 762–776, 2015.
- [10] A. F. Kirkels, "Discursive shifts in energy from biomass: A 30 year European overview," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 16, no. 6, pp. 4105–4115, 2012.
- [11] S. Ferreira, N. A. Moreira, and E. Monteiro, "Bioenergy overview for Portugal," *Biomass and Bioenergy*, vol. 33, no. 11, pp. 1567–1576, 2009.
- [12] M. Puig-Arnavat, J. C. Bruno, and A. Coronas, "Review and analysis of biomass gasification models," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 14, no. 9, pp. 2841–2851, 2010.
- [13] A. F. Kirkels and G. P. J. Verbong, "Biomass gasification: Still promising? A 30-year global overview," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 15, no. 1, pp. 471–481, 2011.
- [14] G. Schuster, G. Löffler, K. Weigl, and H. Hofbauer, "Biomass steam gasification - An extensive parametric modeling study," *Bioresour. Technol.*, vol. 77, no. 1, pp. 71–79, 2001.
- [15] M. Dudzinski, J. C. Van Dyk, K. Kwiatkowski, and M. Sosnowska, "Biomass gasification: Influence of torrefaction on syngas production and tar formation," *Fuel Process. Technol.*, vol. 131, pp. 203–212, 2015.
- [16] M. Asadullah, "Biomass gasification gas cleaning for downstream applications: A comparative critical review," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 40, pp. 118–132, 2014.
- [17] J. a. a. Ruiz, M. C. C. Juárez, M. P. P. Morales, P. Muñoz, and M. a. a. Mendiivil, "Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 18, no. January, pp. 174–183, 2013.
- [18] P. McKendry, "Energy production from biomass (part 2): conversion technologies," *ScienceDirect*, vol. 83, no. 1, pp. 47–54, 2012.
- [19] C. Pfeifer, S. Koppatz, and H. Hofbauer, "Steam gasification of various feedstocks at a dual fluidised bed gasifier:

- Impacts of operation conditions and bed materials,” *Biomass Convers. Biorefinery*, vol. 1, no. 1, pp. 39–53, 2011.
- [20] M. Barrio, *Experimental Investigation of Small-Scale Gasification of Woody Biomass*, no. 23. 2002.
- [21] A. Molino, S. Chianese, and D. Musmarra, “Biomass gasification technology: The state of the art overview,” *J. Energy Chem.*, vol. 0, pp. 1–16, 2015.
- [22] J. P. Ciferno and J. J. Marano, “Benchmarking biomass gasification technologies for fuels, chemicals and hydrogen production,” *US Dep. Energy. Natl. Energy*, no. June, p. 58, 2002.
- [23] I. Wender, “Reactions of synthesis gas,” *Fuel Process. Technol.*, vol. 48, no. 3, pp. 189–297, 1996.
- [24] E. E. S. Lora, R. V. Andrade, J. D. M. Ángel, M. A. H. Leite, M. H. R. Rocha, and C. A. V. B. Sales, “Gaseificação e pirólise para conversão da biomassa em eletricidade e biocombustíveis,” *Biocombustíveis - Vol. 1*, p. 1200, 2012.
- [25] K. J. Timmer, “Carbon conversion during bubbling fluidized bed gasification of biomass,” *Mech. Eng. Biorenewable Resour. Technol.*, vol. DOCTOR OF, no. 3316178, 2008.
- [26] W. Lan, G. Chen, X. Zhu, X. Wang, and B. Xu, “Progress in techniques of biomass conversion into syngas,” *J. Energy Inst.*, vol. 88, no. 2, pp. 3–8, 2014.
- [27] P. McKendry, “Energy production from biomass (part 3): Gasification technologies,” *Bioresour. Technol.*, vol. 83, no. 1, pp. 55–63, 2002.
- [28] T. . Reed and a. Das, “Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems,” no. March, p. 148, 1988.
- [29] E. Bocci, M. Sisinni, M. Moneti, L. Vecchione, A. Di Carlo, and M. Villarini, “State of art of small scale biomass gasification power systems: A review of the different typologies,” *Energy Procedia*, vol. 45, pp. 247–256, 2014.
- [30] V. Belgiorno, G. De Feo, C. Della Rocca, and R. M. A. Napoli, “Energy from gasification of solid wastes,” *Waste Manag.*, vol. 23, no. 1, pp. 1–15, 2003.
- [31] L. A. D. C. Tarelho, “Controlo de emissões gasosas poluentes resultantes da combustão de carvão em leito fluidizado,” Tese de Doutoramento, Departamento de Ambiente e Ordenamento, Universidade de Aveiro, 2001.
- [32] K. Göransson, U. Söderlind, J. He, and W. Zhang, “Review of syngas production via biomass DFBGs,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 15, no. 1, pp. 482–492, 2011.
- [33] O. Levenspiel, “What will come after petroleum?,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 44, no. 14, pp. 5073–5078, 2005.
- [34] I. Hannula, *Hydrogen production via thermal gasification of biomass in near-to-medium term*. 2009.
- [35] Y. Shen and K. Yoshikawa, “Recent progresses in catalytic tar elimination during biomass gasification or pyrolysis - A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 21, pp. 371–392, 2013.
- [36] S. Anis and Z. A. Zainal, “Tar reduction in biomass producer gas via mechanical, catalytic and thermal methods: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 15, no. 5, pp. 2355–2377, 2011.
- [37] L. P. L. M. Rabou, R. W. R. Zwart, B. J. Vreugdenhil, and L. Bos, “Tar in biomass producer gas, the Energy research Centre of The Netherlands (ECN) experience: An enduring challenge,” *Energy and Fuels*, vol. 23, no. 12, pp. 6189–6198, 2009.
- [38] J. Han and H. Kim, “The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 12, no. 2, pp. 397–416, 2008.
- [39] Parlamento Europeu e do Conselho, “Directiva 2009/28/Ce,” *J. Of. da União Eur.*, vol. 2008, no. 2, pp. 16–62, 2009.
- [40] J. Rafidah, K. Sakanishi, T. Miyazawa, M. Y. Mohd Nor, I. Wan Asma, S. M. A. Mahanim, H. Shaharuddin, and E. Puad, “EffectS of different gasifying agents on syngas production from oil palm trunk,” *J. Trop. For. Sci.*, vol. 23, no. 3, pp. 282–288, 2011.
- [41] P. Basu, “Fluidized Bed Gasification,” in *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*, CRC Press, 2006, pp. 59–101.

- [42] Y. Cao, Y. Wang, J. T. Riley, and W. P. Pan, "A novel biomass air gasification process for producing tar-free higher heating value fuel gas," *Fuel Process. Technol.*, vol. 87, no. 4, pp. 343–353, 2006.
- [43] Y. G. Pan, X. Roca, E. Velo, and L. Puigjaner, "Removal of tar by secondary air in fluidised bed gasification of residual biomass and coal," *Fuel*, vol. 78, no. 14, pp. 1703–1709, 1999.
- [44] D. Serrano, S. Sánchez-Delgado, C. Sobrino, and C. Marugán-Cruz, "Defluidization and agglomeration of a fluidized bed reactor during *Cynara cardunculus* L. gasification using sepiolite as a bed material," *Fuel Process. Technol.*, vol. 131, pp. 338–347, 2015.
- [45] D. T. Pio, "Gasificação de biomassa num reator de leito fluidizado à escala piloto," Tese de Mestrado , Departamento de Ambiente e Ordenamento, Universidade de Aveiro, 2015.
- [46] D. T. Pio, L. A. C. Tarelho, and M. A. A. Matos, "Characteristics of the gas produced during biomass direct gasification in an autothermal pilot-scale bubbling fluidized bed reactor," *Energy*, vol. 120, pp. 915–928, 2017.
- [47] M. J. Moran and S. N. Howard, *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*. 2006.
- [48] X. T. Li, J. R. Grace, C. J. Lim, A. P. Watkinson, H. P. Chen, and J. R. Kim, "Biomass gasification in a circulating fluidized bed," *Biomass and Bioenergy*, vol. 26, no. 2, pp. 171–193, 2004.
- [49] F. Lettner, H. Timmerer, and P. Haselbacher, "Deliverable 8: Biomass gasification – State of the art description," no. December, 2007.

8 ANEXOS

Anexo A- Perfis de composição do gás produzido

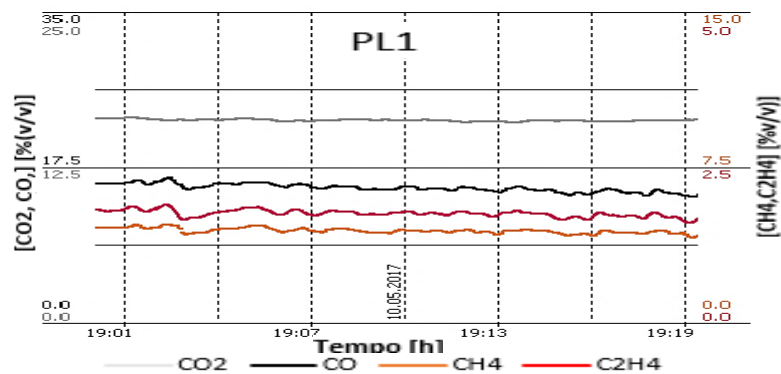


Figura 8-1 – Perfil de composição do gás na experiência PL1.

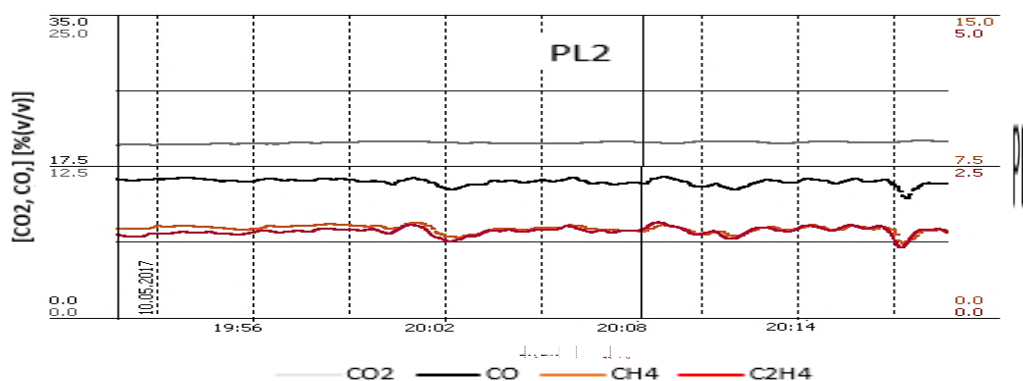


Figura 8-2 – Perfil de composição do gás na experiência PL2.

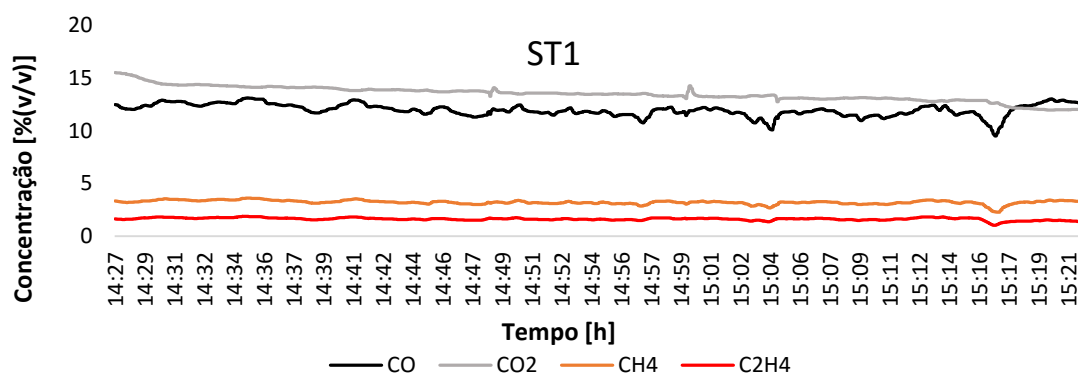


Figura 8-3 – Perfil de composição do gás na experiência ST1.

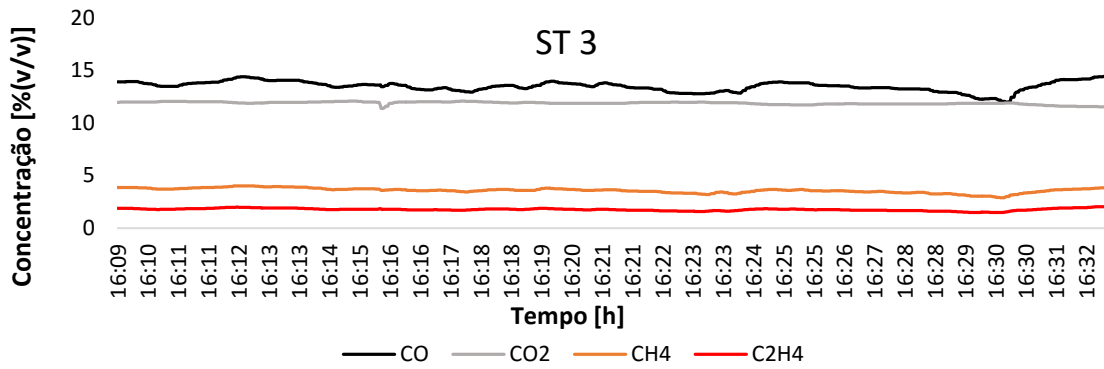


Figura 8-4 – Perfil de composição do gás na experiência ST3.

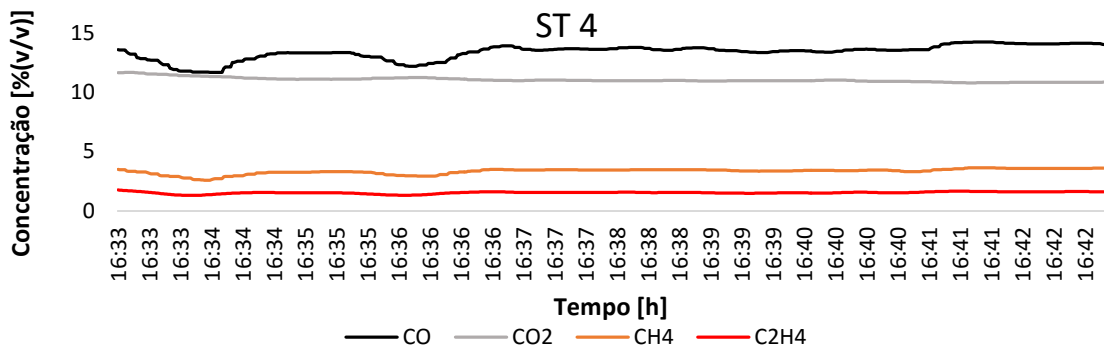


Figura 8-5 – Perfil de composição do gás na experiência ST4.

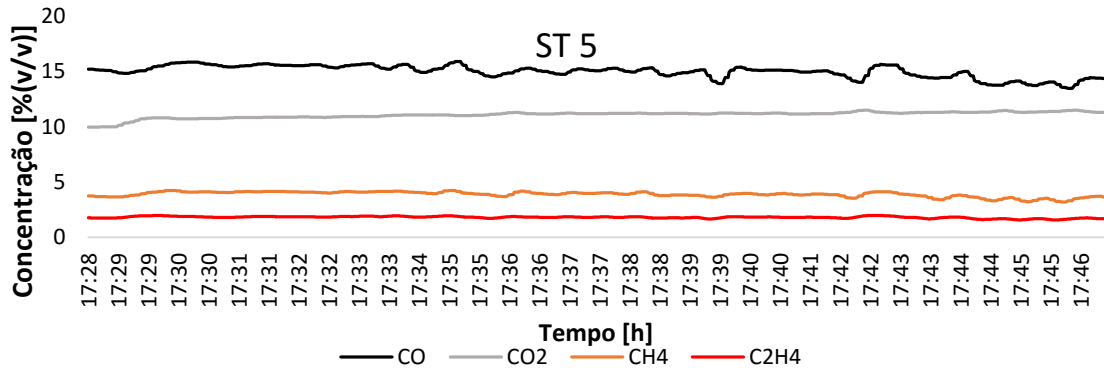


Figura 8-6 – Perfil de composição do gás na experiência ST5.